

Diseño de una arquitectura de supervisión de ductos de transporte de gases no condensables para el diagnóstico de fugas

Elena Esther Romero Fandiño

Directores: Ph.D. Marco Enrique Sanjuán Mejía

Ph.D. Javier Augusto Jiménez Cabas

Maestría en Ingeniería Mecánica

Departamento de Ingeniería Mecánica

Universidad del Norte

Barranquilla, Colombia

Junio 2019

Agradecimientos

En primer lugar, deseo expresar mis agradecimientos al Ing. Marco Sanjuan por la oportunidad brindada de trabajar a su lado durante la realización de mi maestría. Muchas gracias por apoyo, por la confianza en mis capacidades, por el conocimiento brindado y aceptar ser el director de esta tesis.

Asimismo, al Ing. Javier Jiménez, quien como co-director de este trabajo me ofreció su conocimiento para ser mi guía y obtener resultados satisfactorios. Gracias por la paciencia la dedicación y los consejos que ayudaron a culminar esta investigación.

Gracias a Promigas S.A., por brindar el apoyo y el consentimiento para modelar parte de su proceso de operación. En especial al equipo de la Gerencia de Innovación, Cinthia muchas gracias por brindarme el espacio y apoyarme durante la culminación de este trabajo. Gracias por la confianza en que realizaría un trabajo adecuado.

Terminar este escalón como investigadora, no sería posible sin el apoyo de mi familia. Mis padres, Rocio e Iván quienes siempre me apoyaron y me motivaron como ejemplos a seguir, y mis hermanos Liss e Iván, quien siempre me dio ánimos en seguir en cada proyecto propuesto.

Mis amigos Iván, Richard y Leonardo, por sus consejos y siempre estar dispuestos a brindarme una mano cuando lo necesite. A Jhonatan C., por siempre acompañarme, recordarme que con esfuerzo podría terminar esta investigación y por el apoyo cuando quise desistir.

Por último, me gustaría dedicar este trabajo a Laureano Galván, quien a pesar de ya no estar siempre me impulsó a dar lo mejor de mí en este camino, quien me enseñó que hay que hacer el mejor trabajo con una sonrisa sin importar los obstáculos que aparezcan.

Tabla de Contenido

Introducción.....	1
Planteamiento del Problema	5
Estado del Arte de técnicas de detección de fugas	7
Métodos Externos	9
Métodos Internos	10
Objetivos.....	14
Objetivo General.....	14
Objetivos Específicos	14
Estructura del Documento.....	15
Capítulo 1 Modelamiento de Proceso de Transporte de Gas	16
Especificaciones del Modelamiento	16
Ecuaciones de Dinámica de Fluidos	18
Principio de Conservación de Masa	18
Principio de Conservación de Momento	18
Principio de Conservación de Energía	19
Modelamiento de Variables de Flujo.....	20
Viscosidad del gas natural	20
Factor de Compresibilidad	24
Velocidad del Sonido y Número de Mach.....	27
Factor de Fricción.....	29
Validación del Modelamiento.....	33
Viscosidad	34
Factor de Compresibilidad	36
Modelo de Flujo.....	41
Capítulo 2 Modelamiento con base a Ecuación de Liénard	45
Modelo de Flujo en Forma de Liénard	48
Modelo Híbrido de Liénard.....	50

Modelo de Liénard Linealizado.....	51
Validación de modelo de Lienard Linealizado	52
Capítulo 3 Diseño de Estrategia de Diagnóstico de Fugas	54
Estrategia de Detección de Fuga	54
Estrategia de Localización.....	57
Metodología Propuesta.....	61
Capítulo 4 Aplicación de la Metodología	66
Validación de Metodología.....	67
Escenario I: Fuga a 25% de la longitud de la tubería.....	69
Escenario II: Fuga a 50% de la longitud de la tubería	72
Escenario III: Fuga a 75% de la longitud de la tubería	74
Capítulo 5 Conclusiones y Trabajo Futuro	78
Referencias.....	80
Anexo I: Modelos para el Cálculo del Factor de Fricción.....	91

Lista de Figuras

Fig. 1 Clasificación de métodos de detección de fugas.....	8
Fig. 2 Clasificación propuesta de sistemas de detección de fugas	8
Fig. 3 Tubería, sección circular con longitud D sobre el eje horizontal Z	17
Fig. 4 Viscosidad.....	21
Fig. 5 Diagrama de Moody [85].	31
Fig. 6 Gasoducto Bremen-Majaguas sobre mapa de Costa Atlántica. [6].	33
Fig. 7a. Gráfica Datos vs Residuales	35
Fig. 8 Número de Mach. a) Condición Normal. b) Condición de Fuga	37
Fig. 9 Error relativo de aproximaciones con respecto a la Ec. de Colebrook-White	39
Fig. 10 Comportamiento del cálculo del error del factor de fricción	40
Fig. 11 Línea de separación de regímenes	41
Fig. 12 Discretización de sección de tubería	42
Fig. 13 Validación de Modelo de Flujo.....	44
Fig. 14 Validación de Modelo de Liénard Linealizado	53
Fig. 15 Comparación entre tiempos de cálculo entre modelos	53
Fig. 16. Metodología	61
Fig. 17 Discretización de Tubería.....	64
Fig. 18 Separación de flujos al haber una fuga	65
Fig. 19. Residuales en presencia de fuga	66
Fig. 20 Factor de Fricción.....	68
Fig. 21 Discretización de tubería con $n=20$	69
Fig. 22 Diferentes escenarios de fuga.....	69
Fig. 23 Localización de fugas en primer escenario	71
Fig. 24 Detección de fugas en segundo escenario	72
Fig. 25 Localización de fugas en segundo escenario.....	74
Fig. 26 Detección de fuga en tercer escenario	75
Fig. 27 Localización de fugas en el tercer escenario	77

Lista de Símbolos

θ	Ángulo de inclinación de la tubería
R	Constante del gas
g_c	Constante gravitacional
ρ	Densidad
ρ_c	Densidad crítica
ρ_r	Densidad relativa
D	Diámetro interno de la tubería
s	Entropía
τ	Esfuerzo
Z_t	Estadístico de observación
Z	Factor de Compresibilidad
f	Factor de fricción
Q	Flujo
$x_{\alpha,\beta}$	Fracción molar
g	Gravedad
G	Gravedad específica
H	Cabeza de presión
L	Longitud de la tubería
L_n	Longitud del segmento de la tubería discretizada
Ma	Número de Mach
n	Número de moles del gas
n	Número de segmentos de tubería discretizada
Re	Número de Reynolds
$M_{\alpha,\beta}$	Peso Molecular
P	Presión
P_c	Presión crítica

P_{pc}	Presión pseudo-reducida
P_p	Presión promedio
P_r	Presión reducida
r_f	Residuales
$\frac{\varepsilon}{D}$	Rugosidad relativa
T	Temperatura
T_c	Temperatura crítica
T_{pr}	Temperatura pseudo-reducida
T_p	Temperatura promedio
T_r	Temperatura reducida
z_f	Ubicación de fuga
v	Velocidad
c	Velocidad del sonido
μ	Viscosidad dinámica
v_r	Viscosidad reducida
V	Volumen

Introducción

Las tuberías se consideran los sistemas con mayor efectividad y seguridad para el transporte de fluidos, por lo que son el medio más utilizado para dicha operación [1]. Para el año 2013, existían aproximadamente 2.760.000 km de tubería de transporte de hidrocarburos alrededor del mundo, donde Colombia contaba con 7.221 km de tuberías destinados al transporte de gas natural. Sin embargo, Colombia contaba con alrededor 7.499 km en gasoductos para el 2017 [1], lo que representa un crecimiento del 3% durante este periodo de tiempo [2],[3].

Tabla 1 Longitudes (km) de tramos de tuberías principales de transporte de gas natural en Colombia

Empresa	km (2013)	Km (2017)
TGI	3957	4000
Promigas	2367	2556
Progasur	346	392
Promioriente	333	333
Transmetano	189	189
Coinogas	17	18
Transoccidente	11	11

Además, se estima que el mercado de tuberías de transporte crecerá de USD 8690 millones en 2014 a USD 13970 millones en 2019, a una tasa de crecimiento anual compuesta de 10% entre estos años [1]. De manera adicional, otras fuentes aseguran que se podría alcanzar un crecimiento de 14.5% para el 2022 si se estabiliza el precio de los combustibles. Muestra de ello, es que en el año 2017 se encontraban en construcción o planeación cerca de 134866 km de tubería a nivel mundial, de los cuales el 4.1% se encuentran en centro y sur América [4],[5].

Las tuberías transportan fluidos vitales (agua) o bien indispensables para el transporte y el sector energético (combustibles). Uno de los fluidos más transportados es el gas natural, cuyo mercado se ha incrementado en los últimos años. Muestra de ello, es que en el año 2017 el consumo y producción de dicho producto aumentó el 3% y 4% respectivamente. Además, en el mismo año, sólo en Colombia, se consumieron alrededor de 8921 millones de metros cúbicos de gas natural [6].

Por otra parte, de acuerdo con la Unidad de Planeación Minero Energético (UPME), se espera un crecimiento de 1.11% anual promedio en este sector para el periodo 2018-2032 en Colombia [7]. Es importante destacar que a nivel mundial se encuentran en construcción grandes proyectos como:

- TurkStream, el cual atravesará el mar negro desde Rusia hasta Turquía con dos líneas de tubería de capacidad de 15.75 bcm/año cada una [8].
- En Argentina, se encuentra bajo construcción un gasoducto de casi 650 km de longitud con capacidad de 20.67 bcm/año que se extenderá desde la región de producción “Vaca Muerta” hasta Buenos Aires [8].
- En México, se construye una tubería de 800 km con capacidad de 25.55 bcm/año de que transportará gas natural desde el sur de Texas hasta Veracruz, México [9].
- Se encuentra en fase de diseño un gasoducto de 484 km que transportará el combustible desde Rusia, cruzará Bulgaria y llegará a enlazarse con el proyecto TurkStream [10].
- El proyecto TransAdriático (TAP) es un gasoducto de 878 km que se encuentra en construcción y transportará el combustible desde la región Caspio hasta Europa atravesando Grecia, Italia y Albania [11].
- Israel, Chipre y Grecia construirán el gasoducto submarino EastMed que tendrá una longitud de 2000 km [12].
- El proyecto Nord Stream pretende llevar 27.5 bcm/año de gas natural a través de una tubería submarina en el mar Báltico con longitud de 1220 km [13].

Al contar con sistemas de transporte de altos volúmenes de gas distribuidos en grandes extensiones territoriales, no es extraño que ocurran incidentes en las tuberías, debido a fenómenos como esfuerzos sobre la superficie, corrosión, golpes de ariete y acciones de terceros. Esto aumenta la probabilidad de que se presenten fugas, colocando en peligro la salud humana de las poblaciones cercanas, el medio ambiente y la integridad de las estructuras [14],[15],[16]. Sólo en Estados Unidos, en los últimos tres años (2016-a la fecha), se presentaron 772 incidentes en tuberías de transporte de fluidos, de los cuales 433 corresponden a tuberías de transporte de gas natural, en los cuales ocurrieron 29 eventos con pérdidas humanas y costos de alrededor de USD 1.179.562.778 [17].

Por otra parte, cuando las fugas tienen lugar se presentan caídas de presión que afectan el flujo del producto transportado, disminuyendo la eficiencia del proceso de transporte [15]. Adicionalmente, la presencia de fugas conlleva a que se tengan consecuencias económicas; estudios han revelado que debido a ocurrencia de fugas alrededor de 3.6 billones de pies cúbicos de gas natural son liberados por año a la atmósfera, lo que representa cerca de USD 30.000.000.000 en pérdidas [18].

Por ello, a pesar de que se cuente con programas de mantenimiento preventivo en los sistemas de transporte con tuberías, a nivel mundial se han desarrollado regulaciones que requieran mejorar las capacidades de detección de incidentes, lo cual abre la puerta para incluir sistemas de diagnóstico de fugas dentro de los sistemas de control del proceso de transporte [19]. Algunas de las regulaciones conocidas a nivel mundial son:

- API 1130 (Estados Unidos): Computational Pipeline Monitoring for Liquid Pipelines [20].
- API RP 1173 (Estados Unidos): Pipeline Safety Management Systems (SMS) [21].
- API RP 1175 (Estados Unidos): Leak Detection Program Management [22].
- API 1149 (Estados Unidos): Variable uncertainties in pipelines and their effects on leak detection

- API 1155 (Estados Unidos): Evaluation Methodology for Software Based Leak Detection Systems [23].
- 49 CFR 105 (Estados Unidos): Transportation of Hazardous Liquids by Pipeline [24].
- CSA Z662-07 (Canadá): Oil and Gas Pipeline Systems [25].
- AER Directive 56 (Canadá): Energy Development Applications and Schedules [26].
- TRFL (Alemania): Technische Regeln für Fernleitungen (Technical Rules for Pipelines) [27].

Por lo tanto, resulta pertinente la investigación en técnicas que permitan realizar la detección y localización de fugas de forma eficiente. En este documento, se abordarán los métodos de diagnóstico de fugas en tuberías de transporte de gas.

Planteamiento del Problema

Como se ha mencionado anteriormente, cada día es mayor la cantidad de gas natural que es transportado por tuberías, por lo que se debe asegurar que en caso de ocurrir incidentes, el tiempo de respuesta para mitigar el problema sea el menor. Para ello, se necesitan métodos de diagnóstico capaces de detectar anomalías en los procesos con alta seguridad y bajo costo.

Se han desarrollado sofisticados sistemas de instrumentación para monitorear los procesos de transporte, sin embargo, su adquisición representa un aumento significativo de costos, lo que obliga a utilizar un reducido número de sensores para grandes longitudes de tubería. Lo anterior representa un grave problema, ya que muchos tramos no son supervisados en continuo por lo que los procesos de diagnóstico de fugas no cuentan con tiempos eficientes de respuesta, o incluso no realizan la detección hasta que un agente externo lo informe.

Por ello, muchas investigaciones han propuesto diversos métodos que permitan supervisar tuberías de forma continua durante su operación. La principal ventaja de estos métodos, es que no necesitan instrumentación adicional a la comúnmente instalada en la tubería.

Algunas de estas tecnologías utilizan datos históricos del proceso para identificar anomalías en el proceso. Una ventaja notable es la simplicidad de estos métodos, lo que los convierte en que sean fácilmente implementados en sistemas reales, no obstante, el proceso de transporte de gas es un proceso dinámico y cambiante, por lo que se debe actualizar de forma continua la información del proceso, dificultando trabajar con datos histórica sin variación.

Otros métodos utilizan el conocimiento de la operación para modelar matemáticamente y predecir estados del proceso a partir de la estimación de variables del flujo, ofreciendo como ventaja la actualización constante de la información y disminución de la cantidad de instrumentación requerida. A pesar de lo anterior, estos métodos representan alta complejidad, dificultando su implementación en procesos reales por el alto costo computacional requerido para ser utilizados en grandes sistemas.

Se hace atractivo entonces la implementación de técnicas híbridas que permitan combinar las bondades de diferentes métodos para lograr obtener una metodología eficiente y de fácil implementación para el diagnóstico de fugas en tuberías de transporte de gas natural.

A continuación, se mencionan los principales métodos de detección de fugas utilizados actualmente en la industria de transporte por tuberías.

Estado del arte de técnicas de detección de fugas

Existen distintos sistemas de detección de fugas, estos han sido categorizados de diversas formas con el fin de hacer más sencillo el procedimiento de selección de la técnica de detección adecuada. Ramadevi, et al., clasifica los sistemas de detección de fugas en tres categorías: sistemas basados en hardware, sistemas de base biológica y basados en software; donde los sistemas basados en hardware, incluye todos aquellos métodos que utilizan un hardware o sensores especiales para la detección. Por otra parte, los sistemas con base biológica utilizan personal para realizar rutinas de inspección a lo largo de la tubería, mientras que los métodos basados en software utilizan diferentes tipos de algoritmos para monitorizar el proceso y detectar desviaciones del estado normal de operación [28].

Sin embargo, algunos autores consideran que debe existir una clasificación global en métodos continuos y no continuos. Donde los métodos no continuos son aquellos donde no se cuenta con una monitorización continua del proceso, y los métodos continuos se subdividen a su vez en internos y externos. Los métodos externos, detectan si hay presencia de fluido por fuera de la tubería, para ello se utiliza instrumentación de campo que se ubican físicamente por fuera de la tubería. Por otra parte, los métodos internos, realizan mediciones de presión, temperatura, flujo, u otras variables del proceso que permitan conocer el estado del flujo que se transporta [29], [30] y [31].

Jiménez, J. realizó una nueva clasificación teniendo en cuenta las categorías descritas anteriormente, además añadió una categoría global llamada métodos de análisis, en los que considera métodos estadísticos para la detección de anomalías en el proceso (Fig. 1) [32].

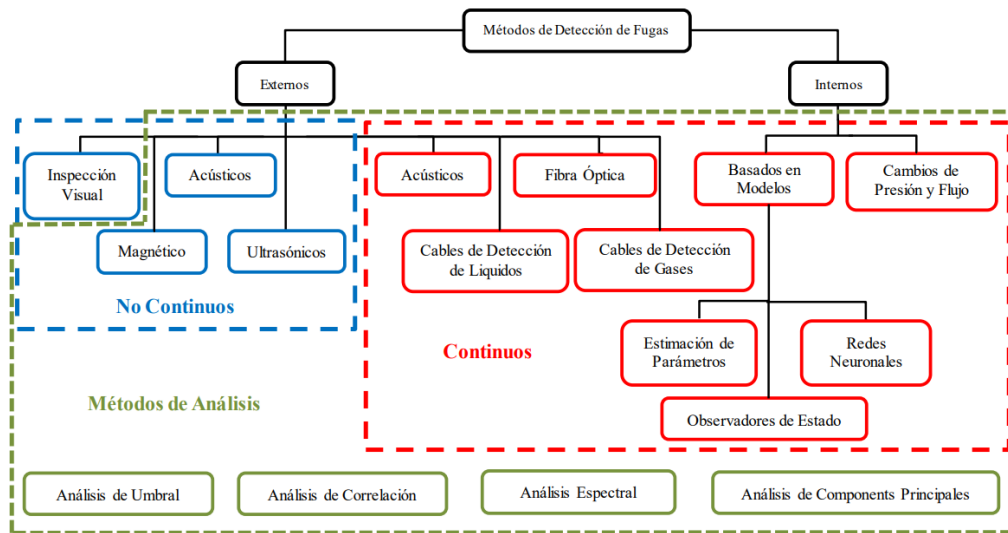


Fig. 1 Clasificación de métodos de detección de fugas.

Sin embargo, dentro de esta clasificación no se incluyen métodos comúnmente utilizados como lo son los basados en balances de masa. Además, los métodos de análisis pueden considerarse métodos internos ya que son basados en variables medidas a través de instrumentación. Por otra parte, el método de redes neuronales puede considerarse en una categoría llamada Inteligencia Artificial por cómo funciona este método. Con base a esto, se podría reclasificar los métodos de detección de fugas como se muestra en la Fig. 2.

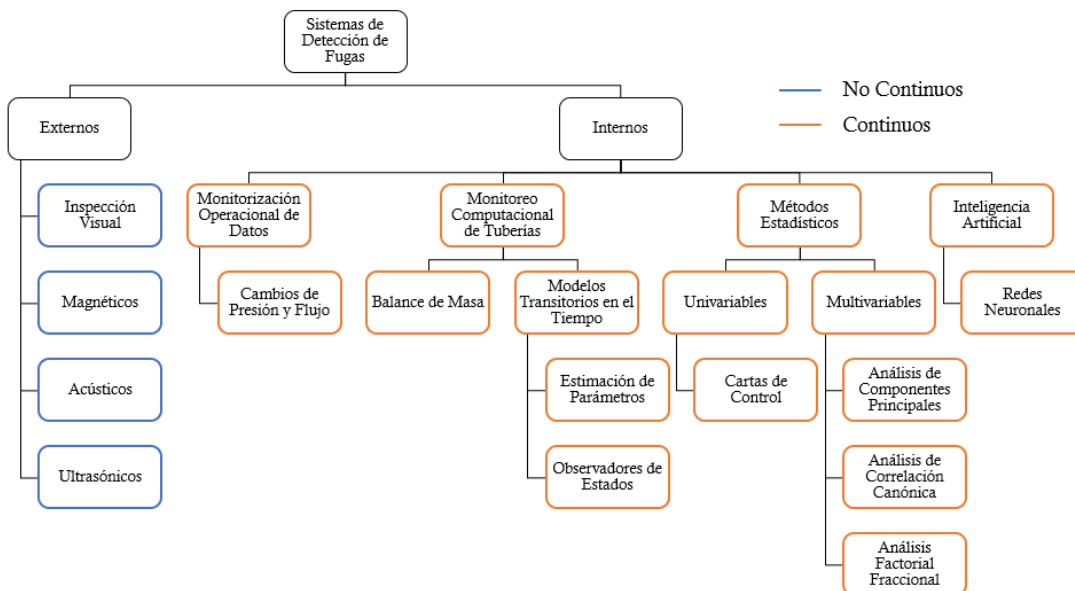


Fig. 2 Clasificación propuesta de sistemas de detección de fugas

Métodos Externos

Los métodos de detección externos (también conocidos como métodos directos), son aquellos que no utilizan algoritmos para realizar la detección de una fuga, sino que realizan la detección física del fluido por fuera de la tubería. Por lo tanto, no tienen contacto con el fluido cuando se encuentra dentro de la tubería [20]. Los métodos externos más utilizados son:

- Inspección visual: Como parte de rutinas de inspección, se realizan recorridos a lo largo de la tubería con el fin de identificar puntos donde podrían presentarse fugas. Sin embargo, muchas veces este método resulta peligroso ya que se pueden presentar derrames (en caso de que el fluido transportado sea líquido), explosiones, o vegetación afectada por los componentes del fluido transportado. En el caso del gas natural, es común hacer los recorridos acompañados de animales que puedan identificar olores como el del metano [27], [32].
- Métodos Magnéticos: Se utiliza un imán permanente para magnetizar la tubería, cuando ocurre una fuga, las líneas de flujo magnético cambian y estos se registran por sondas de detección que se añaden al cuerpo del dispositivo de limpieza de la tubería. Por lo anterior, no es un método de monitorización continua [32], [15].
- Detección acústica: Cuando una fuga de gas ocurre, se genera una señal cuando el flujo pasa a través de la ruptura en la tubería. Para la detección de la fuga se necesita instalar sensores acústicos a lo largo de todo el gasoducto, teniendo en cuenta que cada sensor debe estar a una distancia mínima del otro. El principio de funcionamiento es sencillo, los sensores detectan la frecuencia acústica del sonido realizado por el flujo, la señal es más fuerte a medida que se encuentre más cercana al punto de fuga [33], [34].

- **Métodos Ultrasónicos:** Se utiliza un sensor que emite una señal en forma de ultrasonido. Se puede adicionar este tipo de sensores a la estructura de los instrumentos de limpieza de la tubería. Es un método no continuo ya que no ofrece la posibilidad de monitorización constante a lo largo de toda la tubería [35].
- **Detección por medio de cables:** Estos sistemas utilizan un cable-sensor localizado cerca de la tubería, con el fin de determinar si existe presencia del fluido externamente. Cuando se presentan fugas, el cable cambia ciertas características físicas al entrar en contacto con el fluido (dependiendo del tipo de cable y del tipo de fluido), se pueden presentar cambios la impedancia, resistencia o bien entrar en corto circuito [15].
- **Fibra Óptica:** La fibra óptica puede ser usada para monitorizar cambios en propiedades físicas y químicas. También puede utilizarse sensor de temperatura, lo que permite determinar puntos fríos cuando se produce una fuga [36], [37].

Métodos Internos

Los métodos de detección de fugas internos (también conocidos como indirectos) son basados en mediciones y análisis de parámetros de flujo como lo son la presión, flujo, velocidad, temperatura y densidad. Los métodos internos permiten realizar monitorización continua de los parámetros de flujo [38].

Una forma sencilla de detección de fugas es realizando supervisión de los datos operacionales, uno de los métodos comúnmente utilizados dentro de este tipo es:

- Métodos basados en Cambios de Presión y Flujo: Para la detección por medio de este método se necesita contar con instrumentación de presión y flujo instalada a lo largo de segmentos de tubería. Cuando se presenta una fuga, la presión disminuye, aumenta el flujo de entrada y el de salida disminuye. Al combinar estos criterios se realiza la detección [32], [39].

Por otra parte, los métodos de monitoreo computacional de tuberías (CPM, por sus siglas en inglés) se refieren a todos los métodos que utilizan algoritmos y softwares para modelar y mejorar la capacidad de la instrumentación de reconocer anomalías en el proceso de transporte [15], [40]. Dentro de estos métodos se encuentran:

- Detección de fugas por balance de masa: Este método se encuentra basado en el principio de conservación de masa. Se hace uso de sensores de presión, flujo y temperatura en diferentes puntos a lo largo de la tubería. Con base a estas mediciones se estima la salida estimada y se compara con la real. Es importante aclarar que el principio de conservación no implica conservación de volumen estándar [15].
- Detección de fugas por modelos transitorios. Estos métodos son conocidos como RTTM (Real Time Transient Model). Son sistemas que representan el proceso por medios de ecuaciones matemáticas de modelamiento del fenómeno. En el proceso de transporte de fluidos por medio de tuberías, las propiedades como presión, temperatura, son parámetros de flujo que se encuentran en constante cambio, por lo que es muy útil poder estimarlos. Este tipo de método es el más exacto, puede detectar fugas de pequeño tamaño en poco tiempo, sin embargo, es de los más complejos [15],[27],[38],[28]. Dentro de estos métodos sobresalen:

- Métodos por Estimación de Parámetros: Los parámetros de un modelo son constante o coeficientes variables que permiten describir propiedades físicas del proceso, por ello al ocurrir un cambio en el proceso se puede indicar una fuga por el comportamiento de dicho parámetro. Estos parámetros pueden ser viscosidad, factor de fricción, masa, resistencia, entre otros [32],[41].
- Métodos basados en observadores de estado: En esta técnica se estiman variables de observación a partir de entradas utilizando un modelo del proceso, por lo que se realiza la detección con conocimiento previo del comportamiento de los parámetros del proceso (variables internas y no medibles) [32], [42].

También se encuentran los métodos de detección por medio de análisis estadísticos, los cuales son conocidos por no utilizar modelos del proceso. Estos métodos son hechos a partir de mediciones de variables del proceso como presión y flujo [33]. Algunos de los métodos más conocidos de este tipo son:

- Cartas de control: Son herramientas que permiten observar y analizar el comportamiento de un proceso a través del tiempo. Para realizar la detección de fugas por medio de esta herramienta, se establecen límites inferior y superior dentro de un rango de variación del parámetro en análisis, si se observa un punto fuera de los límites de control, se indica que ocurrió una fuga. Existen diferentes tipos de cartas de control, sin embargo las más utilizadas son la CUSUM y la EWMA [43].
- Análisis de componentes principales: Permite realizar la detección de fugas analizando el comportamiento de múltiples variables y su interacción, analizando la varianza máxima de los datos en un espacio de baja dimensión [41], [44].

- Análisis de correlación canónica: Realiza la detección de fugas al predecir el comportamiento de una variable dependiente a partir de múltiples entradas [45].
- Análisis fraccional factorial: Esta técnica permite encontrar factores que puedan influenciar en la detección de fugas, dándole robustez a la técnica empleada [46].

Por otra parte, los métodos basados en inteligencia artificial utilizan principalmente redes neuronales artificiales, las cuales utilizan información histórica para entrenar la red y poder simular el comportamiento del flujo del proceso en condiciones normales de operación.

No obstante, muchas investigaciones sugieren que los mejores métodos de detección son aquellos que utilizan estrategias híbridas, ya que disminuyen la posibilidad de ocurrencia de falsas alarmas. Es común encontrar en la literatura que se han desarrollado sistemas de detección utilizando monitoreo computacional de la tubería (CPM) en combinación de métodos estadísticos o monitoreo operacional de datos [34], [38], [47]–[52]. Por lo cual, se debe analizar que combinación de técnicas permitiría realizar un diagnóstico de fugas adecuado.

Objetivos

Objetivo General

Diseñar una arquitectura de supervisión de tuberías de transporte de gases no condensables para el diagnóstico de fugas basada en modelos.

Objetivos Específicos

- Definir modelos de flujo y de fricción de estructura adecuada para describir la dinámica de gases dentro de tuberías de transporte.
- Diseñar una estrategia de detección de fugas teniendo en cuenta patrones atípicos de comportamiento a partir de la tendencia de cambios en los parámetros del modelo.
- Diseñar una técnica de localización de fugas en tuberías de gases basada en modelos.
- Validar los algoritmos desarrollados en entornos pertinentes de simulación de transporte de gas natural.

Estructura del Documento

Este documento cuenta con cinco capítulos organizados de la siguiente manera: Como se mostró anteriormente, la primera sección se presenta una introducción a la problemática enfrentada, un estado del arte de los principales métodos de detección de fugas y los objetivos del trabajo de tesis. En el primer capítulo, se encuentra relacionado con el modelamiento del proceso de transporte de gas natural por tuberías, incluyendo la definición de parámetros de relevancia en el proceso. En el segundo capítulo, se presenta el modelamiento del proceso utilizando las ecuaciones propuestas por Liénard en su modelo Linealizado. Además, el tercer capítulo se muestra la definición de la estrategia de diagnóstico que se diseñó, haciendo énfasis en los métodos de detección y localización utilizados. Posteriormente, en el cuarto capítulo se presenta la validación de dicha estrategia, utilizando información de ambientes pertinentes de simulación. Por último, se presentan las conclusiones obtenidas, y posible trabajo futuro.

Capítulo 1 : Modelamiento de Proceso de Transporte de Gas

Las redes de tuberías se encuentran entre las construcciones más grandes hechas por el ser humano, ya que recorren grandes extensiones de kilómetros transportando productos vitales o combustibles, por lo que son esenciales para el sostenimiento de la vida y la economía.

El estudio del proceso de transporte de gas se encuentra apoyado en modelos que permiten la esquematización de la operación en estudio, a partir de principios de mecánica de fluidos y termodinámica, por ello son utilizados como una herramienta para el diseño, optimización y operación de sistemas de transporte de fluidos por tuberías [52].

En este capítulo se presentan los principios de conservación de masa, continuidad y conservación de energía, los cuales permiten realizar la simulación del proceso de transporte. Así mismo, se exponen los diferentes modelos desarrollados para el cálculo de las variables que afectan el flujo.

Especificaciones del Modelamiento

El sistema es una tubería con longitud L (m), diámetro interno constante D (m) y en posición completamente horizontal como se muestra en la Fig. 3, donde el volumen dentro de la tubería se considera como volumen de control. Además, se considerará que el flujo es unidimensional.

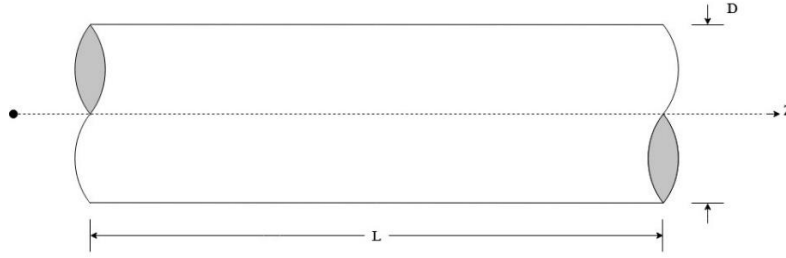


Fig. 3 Tubería, sección circular con longitud D sobre el eje horizontal Z

Se define como especificaciones del modelamiento que:

- Debido a que el flujo es unidimensional, las variaciones de las propiedades como la presión y la velocidad sólo se considerarán en el eje a lo largo de la tubería (z) [53].
- En la operación real de transporte de gas natural, las tuberías se encuentran en su gran mayoría enterradas, por lo que se asume un proceso adiabático. Los cambios de temperatura en grandes longitudes son despreciables.
- Los gases se consideran en su mayoría fluidos con alta compresibilidad, ya que cambios en la presión (p) y temperatura (T) ocasionan cambios notables en su densidad (ρ) (Ec.1.1) [8].

$$d\rho = \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial \rho}{\partial p} \right)_T dp \quad (1.1)$$

Ecuaciones de Dinámica de Fluidos

El primer principio para conocer el estado termodinámico de un gas, es la ley para gases ideales. (Ec. 1.2). Dicha ley, depende de la temperatura y presión del fluido, pero también tiene en cuenta el número de moles en el gas (n) y la constante del gas (R)

$$pV = nRT \quad (1.2)$$

Sin embargo, para describir el comportamiento completamente es necesario describir las ecuaciones de flujo. Estas se encuentran dadas por los principios de masa, conservación de momento y conservación de energía:

Principio de Conservación de Masa

El principio de conservación de la masa, también conocido como principio de continuidad, se expresa en términos de la densidad del gas y la velocidad de dicho fluido (v):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial z} = 0 \quad (1.3)$$

Principio de Conservación de Momento

El principio de conservación de momento se encuentra relacionado con la ley de Newton para fluidos en movimiento. Este principio es dado por:

$$\frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v^2 + p)}{\partial z} = -\frac{f \rho v |v|}{2D} - \rho g \sin \theta \quad (1.4)$$

En donde, f es el factor de fricción de la tubería, g es la gravedad y θ es el ángulo de inclinación de la tubería. En estas ecuaciones los términos $\frac{\partial(\rho v)}{\partial t}$, $-\frac{f \rho v |v|}{2D}$, $\rho g \sin \theta$ y $\frac{\partial(\rho v^2)}{\partial z}$. definen la inercia del gas, fuerza de fricción, fuerza de gravedad y la presión dinámica del gas al fluir, respectivamente [54].

Principio de Conservación de Energía

El principio de conservación de energía se encuentra dado por:

$$\rho c_v - \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v \frac{\partial T}{\partial z} \right) = -p \frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\rho^2 f v^3}{2D} \quad (1.5)$$

No obstante, para el modelamiento del proceso de transporte en gasoductos se puede estudiar el fenómeno utilizando solamente los principios de conservación de masa y conservación de momento, ya que como se ha mencionado anteriormente, los cambios de temperatura a lo largo de tuberías de transporte de gas natural son despreciables. Sin embargo, se debe tener en cuenta la velocidad a la que gas se transporta, ya que a velocidades bajas el fluido puede comportarse bajo un régimen de flujo incompresible a pesar de transportar un fluido compresible.

Por otra parte, las ecuaciones 1.3 y 1.4 son diferenciales parciales no lineales, por lo que implementarlas en simuladores computacionales incrementa sustancialmente la complejidad de la operación sin agregar valor en la etapa de análisis respecto a aproximaciones lineales con respecto a aproximaciones de dichos modelos. Por ello, normalmente en aplicaciones de ingeniería algunos términos convectivos son despreciados, por lo que se puede obtener una versión simplificada para el principio de conservación de masa (Ec. 1.3) y conservación de momento (Ec. 1.4) [48], [50], [51].

$$\frac{\partial p(t, z)}{\partial t} + v^2 \frac{\rho(t, z)}{A} \frac{\partial Q(t, z)}{\partial z} = 0 \quad (1.6)$$

$$\frac{\partial Q(t, z)}{\partial t} + A \left[\frac{1}{\rho(t, z)} \frac{\partial p(t, z)}{\partial z} + \frac{f(Q)Q(t, z)|Q(t, z)|}{2DA^2} + g \sin(\theta) \right] = 0 \quad (1.7)$$

Con base en lo anterior, se definen a continuación los principales parámetros que caracterizan el flujo de gases en tuberías: Viscosidad, Factor de Compresibilidad, Número de Mach y Factor de Fricción.

Modelamiento de Variables de Flujo

Viscosidad del gas natural

La viscosidad es la propiedad que representa la resistencia del fluido al flujo [58], se encuentra relacionada con el esfuerzo cortante que se produce cuando un fluido se encuentra en movimiento y en contacto con una superficie, es el análogo a la resistencia de corte en sólidos [59].

Se define la constante μ (más conocida como viscosidad dinámica) para indicar la proporcionalidad entre el esfuerzo aplicado y el gradiente de velocidad. Para mayor entendimiento, si se considera que una porción de fluido con longitud δy cercano a la superficie es sometido a un esfuerzo cortante τ (Fig. 4a), se observa que el ángulo del esfuerzo cortante $\delta\theta$ se encuentra en continuo crecimiento durante el tiempo δt y la superficie superior se moverá a una velocidad δu Fig. 4b [60]. Entonces, se deduce que

τ es directamente proporcional a $\frac{\delta\theta}{\delta t}$.

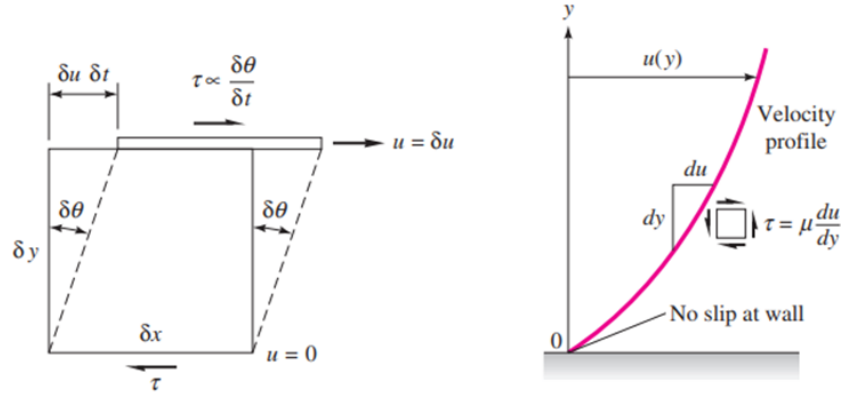


Fig. 4 Esfuerzo cortante causado por la deformación en el fluido: a) Un elemento del fluido sometido a un esfuerzo τ b) Distribución newtoniana del esfuerzo en una capa cercana a la superficie

Por lo que se puede definir esta propiedad como:

$$\tau = \mu \frac{d\theta}{dt} = \mu \frac{du}{dy} \quad (1.8)$$

El comportamiento de la viscosidad no es igual en todos los fluidos. En el caso de los líquidos, a altas temperaturas la cohesión molecular disminuye y el momentum de transferencia entre las capas de superficie aumenta, por lo que la viscosidad disminuye al incrementar la temperatura. Por el contrario, en los gases la viscosidad aumenta con la temperatura, debido a que la actividad molecular también aumenta [56].

Conocer el valor de la viscosidad dado un rango de temperaturas y presiones para un gas ha sido de gran interés en el área de transporte de fluidos por tuberías. Para estimar el valor de μ se han desarrollado numerosos métodos, sin embargo muchos de ellos son basados en métodos gráficos a partir de mediciones experimentales [61]. Un ejemplo muy conocido es la aproximación de Sutherland (Ec. 1.9), la cual tiene en cuenta la composición de gas al integrar dos constantes (C_1, C_2) y se encuentra dada en términos de la temperatura en escala Rankine y la constante gravitacional (g_c) [62]

$$\mu = \frac{C_1 g_c T^{3/2}}{T + C_2} \quad (1.9)$$

Otra expresión muy utilizada para calcular la viscosidad de una mezcla de gases, es la desarrollada por Champan- Enskog (Ec. 1.10), en donde se tiene en cuenta el número de componentes (α, β) de la mezcla (N), la fracción molar de cada componente ($x_{\alpha, \beta}$), la viscosidad de cada componente puro a la temperatura y presión dada ($\mu_{\alpha, \beta}$) y el peso molecular del componente ($M_{\alpha, \beta}$)[63].

$$\mu = \frac{\sum_{\alpha=1}^N x_{\alpha} \mu_{\alpha}}{\sum x_{\beta} \varphi_{\alpha, \beta}} \quad (1.10)$$

En donde,

$$\varphi_{\alpha, \beta} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_{\alpha}}{M_{\beta}} \right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_{\alpha}}{\mu_{\beta}} \right)^{1/2} \left(\frac{M_{\beta}}{M_{\alpha}} \right)^{1/4} \right]^2 \quad (1.11)$$

A lo largo de los años se han desarrollado variaciones en la ecuación de Champan-Enskog, con pequeños cambios para seguir ajustando la precisión de la expresión [64]. No obstante, se han desarrollado estudios en donde se afirma que la presión del gas juega un papel importante en la viscosidad del fluido, ya que al incrementar la presión, también lo hace viscosidad [58]. Experimentos desarrollados demuestran que la viscosidad de un gas a temperatura constante puede variar drásticamente cuando se aumenta la presión [65]. Muchos de estos estudios, concluyen que una forma efectiva es utilizar métodos gráficos para la obtención de la viscosidad en términos de T_r y P_r . [59].

Sin embargo, se han desarrollado diferentes estudios para encontrar expresiones por medio de regresiones multivariantes. Una de las correlaciones con mayor aceptación es la desarrollada por Lee, Gonzalez y Eakin, la cual permite estimar la viscosidad de

gases hidrocarburos a partir de la temperatura, densidad (a las condiciones de presión) y peso molecular (M_α)[66]:

$$\mu = 10^{-4} ke^{(X\rho^Y)} \quad (1.12)$$

En donde,

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607M_\alpha)T^{1.5}}{209.2 + 19.26M_\alpha + T} \quad (1.13)$$

$$X = 3.448 + \left[\frac{986.4}{T} \right] + 0.01009M_\alpha \quad (1.14)$$

$$Y = 2.447 - 0.02224X \quad (1.15)$$

No obstante, Jossi et al., [67] desarrolló otro método para un cálculo de la viscosidad con estructura más sencilla. Este método fue mejorado por Lohrenz (1964), en el cual se propone utilizar una ecuación polinomial de la forma:

$$\left[(\mu - \mu^*)\xi + 10^{-4} \right]^{1/4} = A_1 + A_2\rho_r + A_3\rho_r^2 + A_4\rho_r^3 + A_5\rho_r^4 \quad (1.16)$$

En donde:

$$\rho_r = \frac{\rho}{\rho_c} \quad (1.17)$$

$$\begin{aligned} A_1 &= 0.10230 & A_2 &= 0.023364 & A_3 &= 0.058533 & A_4 &= -0.040758 \\ A_5 &= 0.0093324 \end{aligned}$$

Por otra parte, Pedersen y Fredenslund [68] propusieron utilizar expresiones de mayor complejidad, las cuales se encuentran basadas en los estudios realizados por Hanley [69]. Las expresiones obtenidas permiten el cálculo de la viscosidad reducida (ν_r) en términos de T_r , P_r , ρ_r y M_w de la mezcla y de cada componente. La fácil implementación de este método, inspiró a J.K. Ali a realizar una evaluación de los métodos de Lohrenz y Pedersen et al, obteniendo que ambos cuentan con errores menores de 5% bajo ciertas condiciones de densidad y composición de la mezcla, además, encontró que el método de Lohrenz es inexacto en algunos rangos de presión, por lo que Pedersen arroja resultados más confiables a pesar de su complejidad [70].

Muchos otros autores como Gonzalez et al (1958), Bicher et al (1943), Jarrahan et al, (2014), Hassaballah et al (2007), Heidaryan (2010), entre otros desarrollaron estudios sobre la viscosidad de gases, sin embargo, las ecuaciones con menor error cuentan con alta complejidad matemática en su estructura [71], [72], [73], [74],[75].

Factor de Compresibilidad

La Ec.1.2 describe la ley de gases ideales. Sin embargo, esta ecuación solo modela adecuadamente el comportamiento de gases reales cuando la presión es baja. Al utilizar la Ec.1.2 a altas presiones se puede obtener errores de hasta 500%, en comparación con el 2-3% alcanzado cuando se utiliza a bajas presiones [58]. Este resultado se debe a que en el modelo de gas ideal se considera que el volumen ocupado por las moléculas es insignificante y que las colisiones entre ellas se comportan elásticamente, pero en un gas real el comportamiento no es similar, ya que fuerzas de atracción entre moléculas son significativas [76]. Es por ello que el volumen en un gas real es usualmente menor que el de un gas ideal en las mismas condiciones.

Es posible determinar un indicador de la desviación del comportamiento de un gas del de un gas ideal por medio de la relación entre el volumen ideal y el real, normalmente conocido como Factor de Compresibilidad Z .

Por definición, este factor es la relación del volumen realmente ocupado por un gas dado una presión y una temperatura a la magnitud del volumen que ocuparía si fuera un gas ideal [77]. Si Z es cercano a 1 a una baja presión y alta temperatura, indica que su comportamiento es parecido a un gas ideal en esas condiciones. La ecuación de estado para un gas real se encuentra dada como:

$$pv = ZnRT \quad (1.18)$$

Existen numerosos métodos para calcular Z , sin embargo, la manera más utilizada es por medio de la carta desarrollada por Standing & Katz, en la cual se muestra el factor de compresibilidad en función de una temperatura y presión reducida (T_r y P_r respectivamente). Estas propiedades son calculadas a partir de la temperatura y presión crítica del gas real (T_c y P_c) [78]. En dónde T_r y P_r están dadas por:

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (1.19)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad (1.20)$$

Para un gas con una mezcla en su composición (Como el caso del gas natural), se definieron las propiedades pseudo-críticas (T_{pc}, P_{pc}), las cuales tienen en cuenta la fracción molar de componente de la mezcla, dando lugar a las propiedades pseudo-reducidas (T_{pr}, P_{pr}), [76]:

$$T_{pc} = \sum y_i T_{c,i} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (1.21)$$

$$P_{pc} = \sum y_i P_{c,i} \quad P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (1.23)$$

El método para calcular Z fue propuesto por Dranchuk, Purvis, y Robinson, quienes utilizaron la ecuación de estado de Benedict-Webb-Rubbin para la obtención de una correlación múltiple en función de la densidad reducida (ρ_r), la cual se encuentra dada por T_r y P_r . (Ec. 2.24). Este método tiene un error de 0.87%. En este método, las temperaturas deben estar dadas en Rankine y las presiones en psia [79]:

$$\rho_r = \frac{0.27 P_r}{Z T_r} \quad (1.24)$$

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \frac{A_5 A_6 \rho_r^5}{T_{pr}} + \left(\frac{A_7 \rho_r^3}{T_{pr}^3 (1 + A_8 \rho_r^2)} e^{(-A_8 \rho_r^2)} \right) \quad (1.25)$$

En donde:

$$\begin{array}{llll} A_1 = 0.31506237 & A_2 = -1.0467099 & A_3 = -0.5783272 & A_4 = 0.5353077 \\ A_5 = -0.6123203 & A_6 = -0.1048881 & A_7 = 0.68157001 & A_8 = 0.6844654 \end{array}$$

Sin embargo, la Asociación de Gas Natural de California (CNGA por sus siglas en inglés) desarrolló una técnica para calcular Z . En este método, se utilizan como entradas a la Ec.1.25 la gravedad específica (G), temperatura promedio (T_p) y presión promedio (P_p). Se debe tener en cuenta que este método sólo se puede aplicar para P_p mayores que 100 psig, ya que para presiones menores, el factor de compresibilidad es aproximadamente 1 [80].

$$Z = \frac{1}{1 + \left(\frac{P_p 344,400 10^{1.785G}}{T_p^{3.825}} \right)} \quad (1.26)$$

Existen otras formas propuestas para el cálculo de Z [75], [81]–[84], sin embargo son de alta complejidad y requieren grandes costos computacionales. Además, muchos de estos métodos tienden a ser variaciones de los anteriormente descritos. Un ejemplo de ello es la ecuación propuesta por Saleh y Hashim, la cual arroja un error relativo hasta un 0.3%[83]. La ecuación propuesta es:

$$Z = A_1 + \left(A_2 + A_3 T_{pr} + 2A_4 T_{pr} + 6 \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \left(A_6 P_{pr} + A_7 + 4P_{pr} + A_8 \frac{P_{pr}}{T_{pr}} + A_9 \left(\frac{T_{pr}}{P_{pr}} \right) A_{10} \right) \quad (1.27)$$

En donde:

$$\begin{array}{llll} A_1 = 1.0140 & A_2 = -440.650 & A_3 = 285.4585 & A_4 = -26.4235 \\ A_5 = -89.4936 & A_6 = -0.00046 & A_7 = 0.00000035 & A_8 = -1.57841 \\ A_9 = 1.58061 & A_{10} = -0.99940 & & \end{array}$$

Velocidad del Sonido y Número de Mach

La velocidad del sonido (c) es la tasa de propagación de pulsos de presión que viajan a través del gas a una velocidad finita, y depende de la compresibilidad del medio en la que la onda de está propagando [55], [56], [60]. Esta se encuentra dada como:

$$c^2 = \frac{dp}{d\rho} \quad (1.28)$$

Sin embargo, se considera que la amplitud de los pulsos de presión es pequeña, lo que produce cambios infinitesimales en las propiedades del fluido a través de la onda (para equilibrio termodinámico, se desprecian), conllevando a que sea un proceso reversible. Además, la compresión y expansión de la onda crea pequeños gradientes de temperatura, lo que lo hace adiabático. Con base a lo anterior, se puede considerar que el proceso sucede con entropía (s) constante (isentrópico)[56]; lo que permite definir la velocidad del sonido como:

$$c = \sqrt{\left(\frac{\partial p}{\partial \rho}\right)_s} \quad (1.29)$$

Y para un gas perfecto, se puede decir que:

$$c = \sqrt{\gamma RT} \quad (1.30)$$

No obstante, a altas velocidades de un flujo de gas, se tienen grandes cambios en la presión, densidad y temperatura por lo que la ecuación de estado no modela adecuadamente bajo estas condiciones, ya que la propagación de la onda produce discontinuidades en las variables termodinámicas y de flujo (ondas de choque) [56], [85]

Una medida dinámica del régimen de compresibilidad de un gas, es el número de Mach (Ma), el cual es la tasa de cambio entre la velocidad del flujo localmente con respecto a la velocidad del sonido (Ec.1.30). A velocidades de flujo bajas, no es preocupante el efecto que puedan tener las ondas de choque, sin embargo, al aumentar las velocidades de flujo aparecen nuevos retos en el modelamiento del fenómeno.

$$Ma = \frac{V}{c} \quad (1.31)$$

Los diferentes rangos dados por el número de Mach son:

- $Ma < 0.3$: Los cambios de ρ son despreciables. Se considera flujo incompresible.

- $0.3 < Ma < 0.8$: Los cambios en ρ son importantes, sin embargo no hay ondas de choque. Se considera flujo subsónico.
- $0.8 < Ma < 1.2$: Es una zona de transición donde existen ondas de choque dividiendo dos regímenes: el flujo subsónico y supersónico. Se le conoce como zona transónica.
- $1.2 < Ma < 3$: Es una zona conocida como supersónica, existen ondas de choque.
- $Ma > 3$: Las ondas de choque y los cambios en el flujo son fuertes, por lo que es difícil predecir el comportamiento del proceso. Se le conoce como flujo hipersónico.

A condiciones en las que se transporta el gas natural en escenarios reales, el flujo se comporta como incompresible, debido a las bajas velocidades en las que encuentra el rango de operación del proceso.

Factor de Fricción

El factor de fricción es un término que usualmente afecta la eficiencia de los métodos basados en modelos para la detección y localización de fugas, debido a que en la mayoría de los estudios se considera como constante.

Para la estimación adecuada del factor de fricción, se hace necesario diferenciar el régimen del flujo en el cual se encuentra el fluido bajo las condiciones de transporte del escenario a estudiar. Para ello, se considera que cuando el número de Reynolds (Re) es menor que 2100, el flujo se comporta como laminar y se asume que la rugosidad relativa $\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)$ de la tubería tiene un efecto despreciable en el factor de fricción, por lo que el factor de fricción se puede calcular por medio de la ecuación propuesta por Poiseuille:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (1.32)$$

Sin embargo, cuando el número de Reynolds se encuentra entre 2100 y 4000, se considera que el flujo puede comportarse tanto como laminar como turbulento, a esta zona se le conoce como régimen transitorio. Por otra parte, cuando el número de Reynolds se encuentra por encima de 4000, se considera como régimen turbulento [86].

Se han desarrollado innumerables estudios para la obtención de parámetros que describan las características hidráulicas de flujos turbulentos. En el caso del factor de fricción, se ha concluido que depende de Re y $\frac{\varepsilon}{D}$. La ecuación más utilizada para el cálculo del factor de fricción, es la desarrollada por Colebrook-White [87]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (2.1)$$

Por la estructura de la Ec. 1.32, es posible deducir que el segundo término dentro de la sumatoria se vuelve despreciable al aumentar Re , por lo que f se encontraría solo en función de $\frac{\varepsilon}{D}$. Esto es posible apreciarlo en el diagrama de Moody, el cual es una representación gráfica de f como función de estas dos características (Fig. 5). En esta gráfica, para cada valor de $\frac{\varepsilon}{D}$ y Re se muestra un f correspondiente, se puede observar que para valores bajos de Re , f es variable, mientras que para valores altos, es casi constante. Este comportamiento dificulta realizar una estimación precisa del valor de f .

No obstante, es posible utilizar este comportamiento como una característica para realizar la distinción entre los regímenes de flujo de bajo y alto Re . Algunos autores proponen crear una línea de borde que permita dividir la región para flujo en estado transitorio de la de flujo turbulento completamente desarrollado.

Para ello, se utiliza el cociente entre un valor del factor de fricción para un $\frac{\varepsilon}{D}$ y Re y el valor anterior a este. Es decir, se debe calcular $\frac{f_n}{f_{n-1}}$, siendo n cada combinación de $\frac{\varepsilon}{D}$ y Re . Si el cociente da como resultado un valor menor que uno, significa que se encuentra dentro del régimen transitorio, pero si es mayor, nos indica que se encuentra en el régimen de turbulento totalmente desarrollado. Además si es igual a uno, significa que el valor se encuentra dentro de la línea de borde [88].

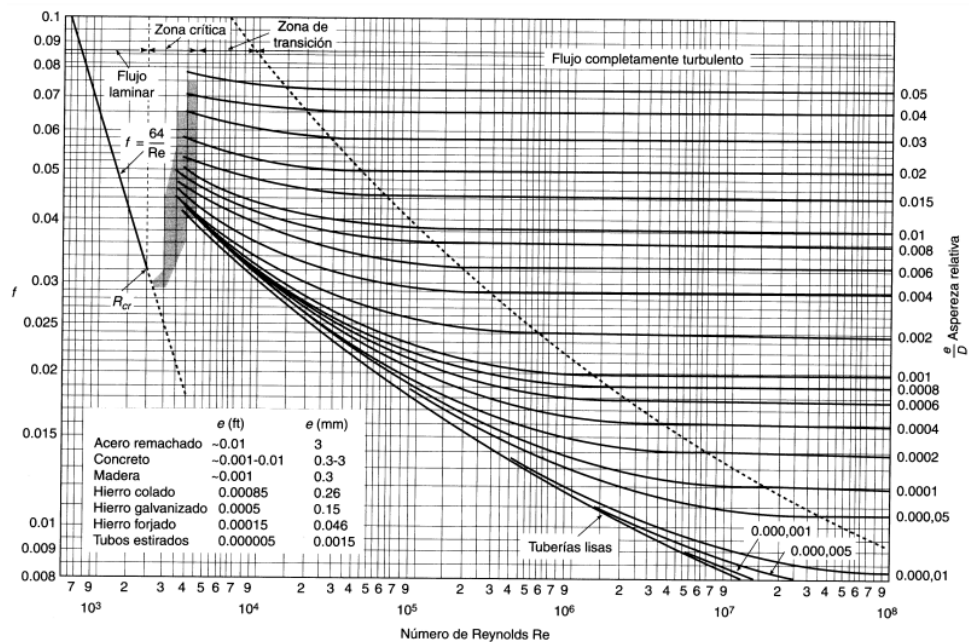


Fig. 5 Diagrama de Moody [86].

Al contar con una expresión que permita determinar que valores se encuentran en régimen transitorio o turbulento, se facilita obtener una expresión para el cálculo del f .

Pese a esto, el cálculo de f continua siendo tedioso. La estructura implícita y no lineal de la ecuación de propuesta por Colebrook-White (Ec.1.32) obliga a que para encontrar una solución se deba hacer uso de método numéricos cuyo funcionamiento se basa en plantar un valor semilla e iterar hasta encontrar una solución, por lo que al ser implementada en algoritmos de detección de fugas representa mayor costo computacional [89]. Es por ello, que diversos investigadores han propuesto expresiones que faciliten el cálculo de f con el menor grado de error con respecto a la ecuación de Colebrook-White, (Ver anexo I).

A lo largo de los años, las expresiones desarrolladas han evitado el uso de los métodos iterativos para encontrar el factor de fricción, sin embargo, la complejidad de las mismas no ha disminuido del todo, ya que se continúa haciendo uso de logaritmos y numerosas operaciones dentro de una misma ecuación [90]. A diferencia de esto, Wood [91] encontró que se pueden ajustar los resultados de la ecuación de Colebrook con una ecuación con una estructura de la forma:

$$f = a + bRe^{-c}$$

Donde los coeficiente a , b y c dependen solamente de $\frac{\varepsilon}{D}$. En un rango de $10^{-5} < \frac{\varepsilon}{D} < 0.04$ en zona de alto Re . Los valores para los coeficientes que mejor se ajustan para el cálculo de f son:

$$a = 0.53 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 0.094 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.225} ; \quad b = 88 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.44} ; \quad c = 1.62 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.134}$$

Validación del Modelamiento

El modelamiento del proceso de transporte de gas natural se realizó tomando como base la información de la empresa Promigas S.A. E.S.P. sobre el tramo Bremen-Majaguas, el cual hace parte del gasoducto troncal Ballenas-Cartagena-Jobo (Fig. 6). El tramo de tubería de acero de carbón cuenta con longitud de 16968 m y diámetro de 16 in (0.4064 m), en posición totalmente horizontal.

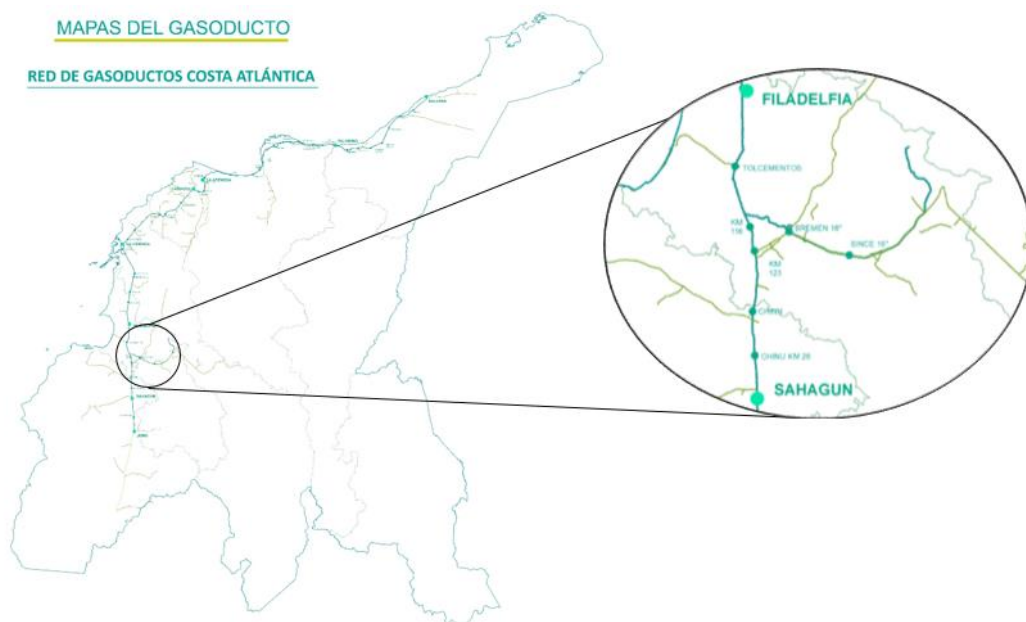


Fig. 6 Gasoducto Bremen-Majaguas sobre mapa de Costa Atlántica. [6].

La composición del gas natural que se transporta en ese tramo, y con que se realizará el modelamiento se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2. Composición de Gas Natural - Promigas S.A.

Componente	Fórmula	Composición Molar (%)
Metano	CH_4	99.0788
Nitrógeno	N_2	0.4882
Dióxido de Carbono	CO_2	0.1368
Etano	C_2H_6	0.217
Propano	C_3H_8	0.0376
Butano	C_4H_{10}	0.0229
Pentano	C_5H_{12}	0.0104
Hexano	C_6H_{14}	0.0083

Para el desarrollo del modelo flujo es necesario definir qué expresiones matemáticas permitirán hallar cada una de las propiedades que afectan el fenómeno. Estas son:

Viscosidad

Dentro de la revisión del estado del arte, se encontró que la aproximación más aceptada es la propuesta por Sutherland (Ec. 1.8). Sin embargo, muchos autores afirman que la presión juega un papel importante al modelar los cambios en la viscosidad.

Para validar los resultados de la ecuación de Sutherland, se utilizó información de la operación de transporte del gas natural de Promigas S.A, específicamente se tuvo en cuenta su composición y sus condiciones de transporte:

- $3.5\text{Mpa} < P < 6 \text{ MPa}$
- $T \approx T_{\text{ambiente}}$

Con estos rangos, se calcularon viscosidades con ayuda de la base de datos Refprop en Matlab en rangos de temperatura y presión por fuera de los límites utilizados normalmente:

- $3\text{Mpa} < P < 9\text{MPa}$
- $295\text{K} < T < 330\text{K}$

Al comparar los resultados obtenidos de la base de datos con los calculados en el mismo rango por Sutherland, se obtuvo un error máximo de 8.2840%.

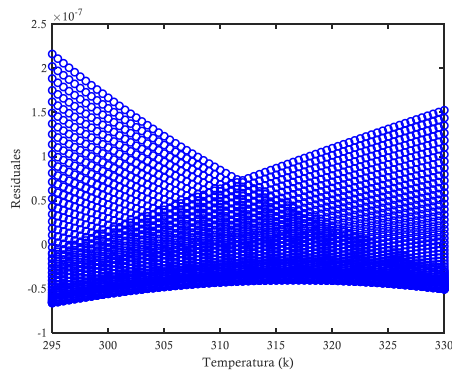
Sin embargo, no se tiene en cuenta la presión dentro de la ecuación. Por lo que se decidió definir un modelo lineal con estructura sencilla, que incluyera la presión como variable de entrada como se muestra a continuación:

$$\mu = A_1 + A_2T + A_3P \quad (1.33)$$

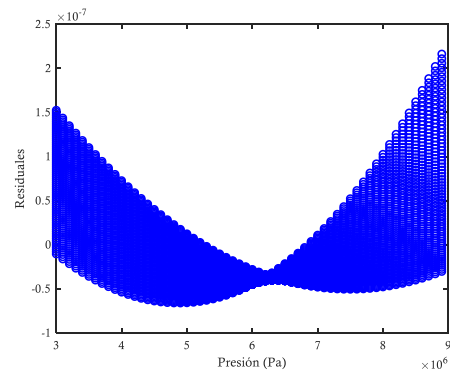
Al evaluar los resultados utilizando los mismos datos que se utilizaron para evaluar la ecuación de Sutherland, se encontró que los coeficientes que mejor ajustan los datos son:

$$A_1 = 3.2343 \times 10^{-6} \quad A_2 = 2.5451 \times 10^{-8} \quad A_3 = 2.7202 \times 10^{-13}$$

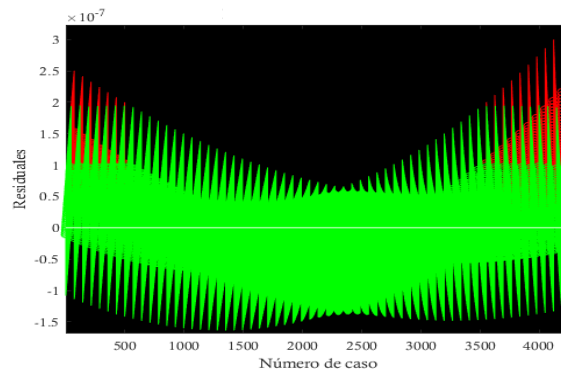
Con esta ecuación de estructura sencilla, se obtuvo un error máximo de 1.5555%, con R^2 de 0.991. Además, en el ANOVA del modelo, este resultado globalmente significativo y una prueba T individual del coeficiente indico que todos los términos resultaron significativos, lo que indica que son significativos. Adicionalmente, se graficaron los residuales contra cada variable de entrada (temperatura Fig. 7a) y (presión 7b), encontrando que hay una leve curvatura en el comportamiento de estos. Sin embargo, esto no es de mayor preocupación, puesto que el orden de magnitud de los residuales es del orden de 10^{-7} y el de la media de los datos es de 10^{-5} .



a)



b)



c)

Fig. 7a. Gráfica Temperatura vs Residuales 7b. Gráfica Presión vs Residuales 7c. Gráfica Número de caso vs Residuales

En la Fig. 7c se observa la influencia de intervalos de confianza con datos atípicos, representados con trazos rojos, la cual no es significativa con respecto a los intervalos de confianza verde, garantizando la aplicación del modelo en un amplio rango de presiones.

Estos resultados permiten concluir que la ecuación desarrollada puede ser utilizada en condiciones similares a las de simulación, por lo que podría mejorar los resultados del modelo de flujo propuesto en esta investigación.

Factor de Compresibilidad

El factor de Compresibilidad es uno de los parámetros más importantes al modelar el proceso de transporte de un gas. Por ello, se han desarrollado numerosos modelos que permiten un cálculo rápido y exacto de esta variable. Dentro de la literatura se encontró el modelo de Saleh y Hashim fue desarrollado específicamente para modelar procesos donde el fluido de trabajo es gas natural. Este modelo sobresale entre todos los analizados por su pequeño error relativo (0.3%), por lo que decidió hacer uso de esta ecuación dentro del modelo de flujo.

Número de Mach

Como se mencionó anteriormente, definir el rango en el que oscila el número de Mach es de suma importancia ya que define el estado en el que se encuentra el flujo, lo que puede simplificar o complicar el proceso de modelamiento. Con base a la categorización mencionada en las secciones anteriores, se analizó el rango en que oscila el número de Mach bajo las condiciones de la operación de transporte de gas natural.

El análisis se realizó analizando el comportamiento del número de Mach a la entrada de la tubería para dos escenarios: En el primer escenario, se ingresaron datos en los que no se presenta fuga durante el tiempo de simulación (Fig 8a). Mientras que, en el segundo se presentó una fuga a los 2300 s de tiempo de simulación (Fig 8b).

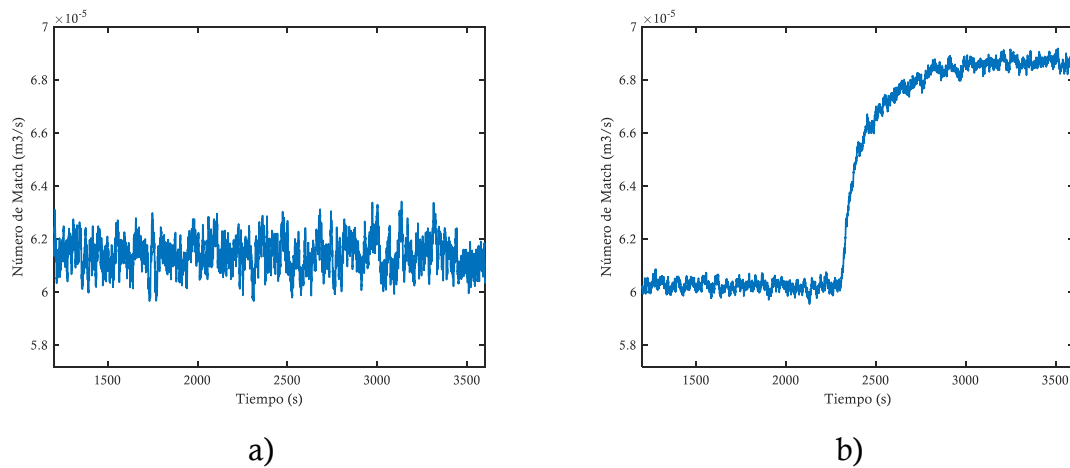


Fig. 8 Número de Mach. a) Condición Normal. b) Condición de Fuga

Como se puede observar, en ambos casos el número de Mach se mantiene por debajo de 0.3, por lo que se considera que la operación de transporte del gas natural se puede modelar como flujo incompresible.

Factor de Fricción

Como se mencionó anteriormente, las ecuaciones desarrolladas para el cálculo del factor de fricción cuentan con una estructura con alto grado de complejidad, lo que aumenta el costo computacional de su implementación dentro de los modelos de flujo para el transporte de fluidos por tubería. La más aceptada es la ecuación de Colebrook-White (Ec.1.32). Sin embargo, Wood desarrolló un modelo de menor complejidad [91] con estructura:

$$f = a + bRe^{-c}$$

$$a = 0.53\left(\frac{\varepsilon}{D}\right) + 0.094\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)^{0.225}; \quad b = 88\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)^{0.44}; \quad c = 1.62\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)^{0.134}$$

Se procedió a realizar una validación del correcto modelamiento del factor de fricción utilizando este modelo.

Para la generación de datos, se replicó el cálculo del factor de fricción, utilizando una función de la ecuación de Colebrook-White en Matlab. Los rangos de estudio para el número de Reynolds y para la rugosidad relativa fueron escogidos teniendo en cuenta los rangos en los que fueron definidos los modelos para el cálculo del factor de fricción en régimen turbulento (Anexo I), obteniendo que los rangos dentro de los que se debe trabajar son:

- $3500 < Re < 10^8$
- $0.0000001 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$

Sin embargo, por el alto costo computacional que implicaría calcular un factor de fricción para cada combinación en paso de 1, se decidió tomar un sistema de 40 valores de Reynolds y 43 valores de rugosidad relativa, obtienen en total 1720 datos, esta metodología fue propuesta por Heydari, et al.[88].

Al calcular los valores de factor de fricción con el rango de Re y $\frac{\varepsilon}{D}$, y compararlo con los valores calculados con la ecuación de Colebrook-White, se encontró un error relativo máximo de 49.51% (Ver Fig. 9a). El error computacional del cálculo de la ecuación de Colebrook-White fue calculado por el método de Clamond [92].

A pesar de que error es muy alto, la estructura de la ecuación es de fácil implementación. Para mejorar los resultados arrojados por la ecuación de Wood, se calcularon nuevos coeficientes utilizando la función nlinfit de Matlab para el cálculo de regresiones múltiples no lineales, obteniendo que coeficientes que mejor se ajustan son:

$$a = 0.4133 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 0.1110 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.2598} ; \quad b = 42.6463 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.3273} ; \quad c = 1.3624 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.1124}$$

Con estos coeficientes se logró disminuir el porcentaje de error hasta 11.67%. (Fig. 9b). Como modelo de regresión, se obtuvo que todos los p-value se encuentran por debajo de 0.05, lo que indica que todos los términos son significativos y además se encontró un R^2 de 0.997.

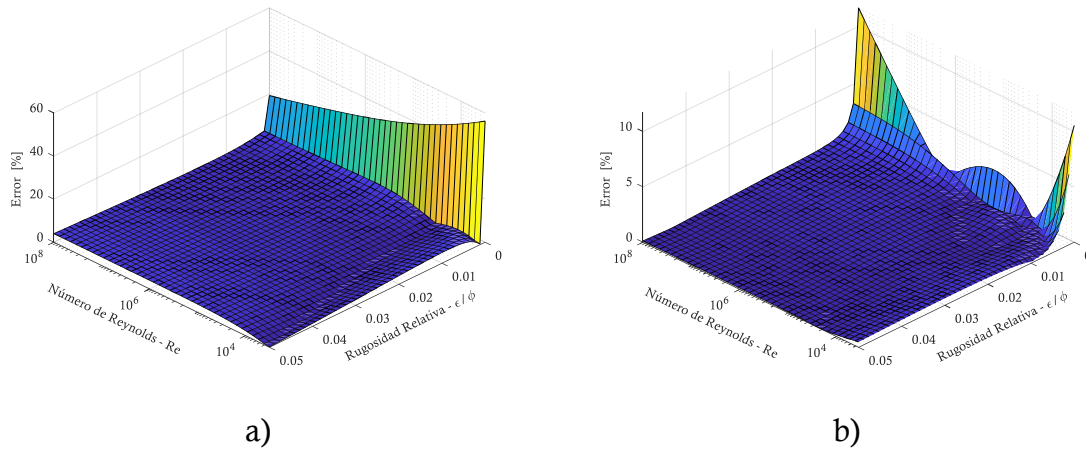


Fig. 9 Error relativo de aproximaciones con respecto a la Ec. de Colebrook-White: a) Con respecto a Wood; b) Con respecto a aproximación mejorada

Sin embargo, en la Fig. 9, se observa que el porcentaje del error disminuye en los valores de Re superiores a 3500 y menores a 10^8 , por lo que se decidió analizar como es el comportamiento del porcentaje error en diferentes rangos de Re hasta encontrar que de $4000 < Re < 10^7$ se encontró un error máximo de 4.85% (Fig.10)

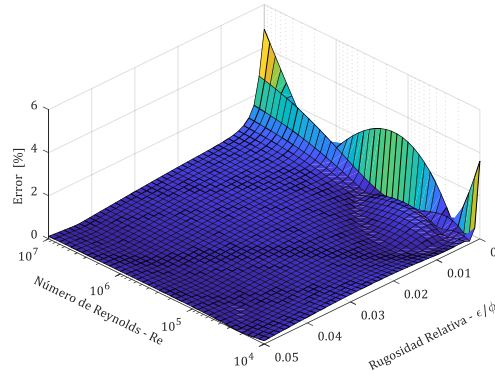


Fig. 10 Comportamiento del cálculo del error del factor de fricción al variar Reynolds

Discretización de Regímenes de Flujo

Es importante notar que, a valores bajo de Reynolds, el error relativo tiene tendencia a aumentar, lo que puede ser consecuencia a que a esas condiciones no se encuentra en régimen de flujo turbulento totalmente desarrollado. Uno de los principales errores al momento de modelar flujo en tuberías es no diferenciar adecuadamente el régimen de flujo (transitorio o turbulento). Por ello autores como Heydari et al., proponen metodologías para crear límites entre ambos regímenes[88]. Este procedimiento fue anteriormente descrito, y fue utilizado para encontrar una ecuación que permita distinguir ambos regímenes.

El método consiste en calcular el factor de fricción para un rango de Re y $\frac{\varepsilon}{D}$ y ubicarlos sobre un vector de longitud n con una posición para cada combinación posible de Re y $\frac{\varepsilon}{D}$. Para cada posición n , se debe calcular el cociente de $\frac{f_n}{f_{n-1}}$, y realizar la siguiente comparación:

- Si $\frac{f_n}{f_{n-1}} < 1$, se encuentra en régimen transitorio
- Si $\frac{f_n}{f_{n-1}} > 1$, se encuentra en régimen turbulento
- Si $\frac{f_n}{f_{n-1}} = 1$, se encuentra sobre la línea de separación de regímenes

Sin embargo, se propone crear un modelo matemático que permita identificar que valores se encuentran sobre la línea de separación de regímenes. Para ello, se toma la estructura de la ecuación propuesta por Heydari et al:

$$\log_{10}(Re_{LS}) = A_1 + A_2 \log_{10}\left(\frac{\varepsilon}{D}\right) + A_3 \left[\log_{10}\left(\frac{\varepsilon}{D}\right) \right]^2$$

Al utilizar la función nlinfit de MATLAB para la obtención de los coeficientes que mejor se adapten a la estructura arrojando el mejor ajuste, se encontró la aproximación:

$$\log_{10}(Re_{BL}) = 3,35655 - 0,97152 \log_{10}\left(\frac{\varepsilon}{D}\right) + 0,0143 \left[\log_{10}\left(\frac{\varepsilon}{D}\right) \right]^2 \quad (1.34)$$

El R^2 de la regresión es de 0.992, mientras que todos los p-values para los coeficientes son menores que 0.05, por lo que se consideran significativos. Los resultados obtenidos fueron graficados para validar su exactitud (Fig 11).

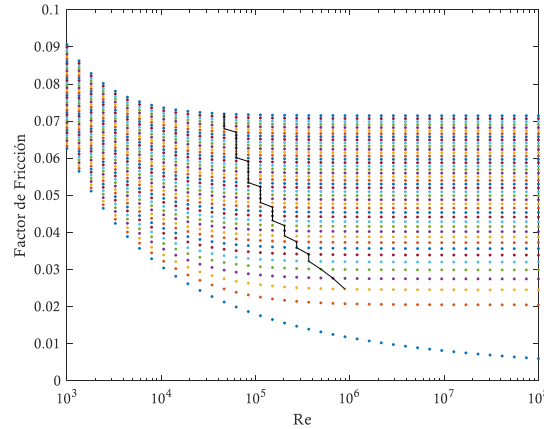


Fig. 11 Línea de separación de regímenes transitorio y turbulento totalmente desarrollado.

Modelo de Flujo

Con base a las ecuaciones de conservación de masa (Ec. 1.6) y cantidad de movimiento (Ec. 1.7), se puede calcular las variaciones de presión $\frac{\partial p(t,z)}{\partial t}$ y de flujo $\frac{\partial Q(t,z)}{\partial t}$ como:

$$\frac{\partial p(t,z)}{\partial t} = -v^2 \rho(t,z) \frac{\partial Q(t,z)}{\partial z} \quad (1.35)$$

$$\frac{\partial Q(t, z)}{\partial t} = A \left[\frac{1}{\rho(t, z)} \frac{\partial p(t, z)}{\partial z} - \frac{f(Q)Q(t, z)|Q(t, z)|}{2DA^2} + g \sin(\theta) \right] \quad (1.36)$$

En donde los términos $\frac{\partial Q(t)}{\partial z}$ y $\frac{\partial p(t)}{\partial z}$, pueden ser estimados utilizando el método de diferencias finitas obteniendo las ecuaciones 1.74 y 1.75. Durante el análisis se tuvo en cuenta que se cumplieran las condiciones de convergencia de Courant –Fredrich-Levy [57],[93].

$$\frac{\partial Q}{\partial z} = \frac{Q_{i-1} - Q(i) + Q_{i+1}}{L} \quad (1.37)$$

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{P_{i-1} - P(i)}{L} \quad (1.38)$$

En donde las posiciones para cada i se describen en la Fig. 12

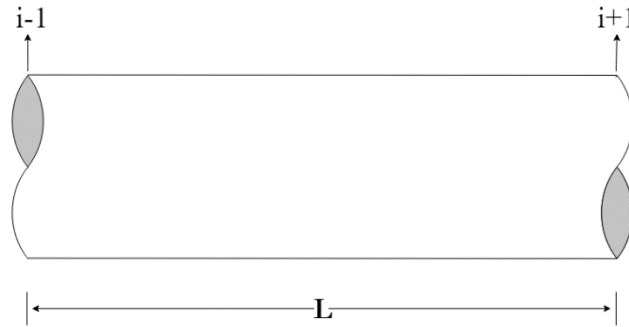


Fig. 12 Discretización de sección de tubería

Al reemplazar 1.35 y 1.36 en 1.37 y 1.38, se obtienen que las ecuaciones para calcular el flujo de entrada y la presión de salida son:

$$\frac{\partial p}{\partial t} = -v^2 \rho(t, z) \frac{Q_{i-1} - Q(t) + Q_{i+1}}{L} \quad (1.39)$$

$$\frac{\partial Q}{\partial t} = A \left[\frac{1}{\rho(t, z)} \frac{P_{i-1} - P(t)}{L} - \frac{f(Q)Q(t)|Q(t)|}{2\phi A^2} + g \sin(\alpha) \right] \quad (1.40)$$

Sin embargo, en 1.38 se tiene en cuenta que la tubería se encuentra totalmente horizontal, por lo que α sería 0. La ecuación para determinar el flujo queda reducida a:

$$\frac{\partial Q}{\partial t} = A \left[\frac{1}{\rho(t, z)} \frac{P_{i-1} - P(t)}{L} - \frac{f(Q)Q(t)|Q(t)|}{2\phi A^2} \right] \quad (1.41)$$

Para la validación del modelo, se utilizó el software PipelineStudio para simular escenarios del transporte de gas natural de una tubería similar a la descrita anteriormente. Además, se realizó el cálculo de las variables de viscosidad, factor de compresibilidad, número de Mach y factor de fricción con ayuda de las ecuaciones descritas en la sección anterior. Sin embargo, propiedades como el calor específico, se calcularon utilizando la base de datos de Refprop.

En el caso de la determinación de la densidad, se realizó el cálculo a partir de la Ec. 1.30:

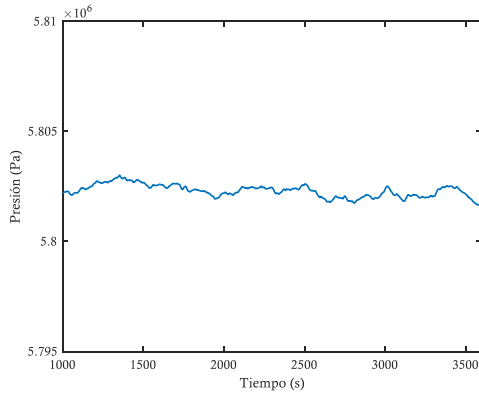
$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = \frac{1}{v^2} \frac{\partial p}{\partial t} \quad (1.42)$$

Con base a lo anterior, se procedió a realizar el cálculo del flujo de entrada y la presión de salida, dado como entradas al modelo el flujo de salida de la tubería y la presión de entrada.

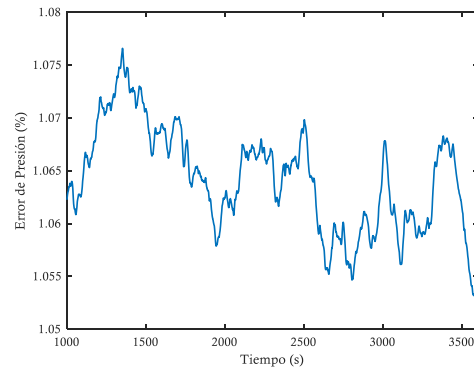
Al realizar el modelamiento de la presión de entrada y comparar el comportamiento con respecto a las condiciones simuladas en PipelineStudio, se encontró que el modelo arrojaba una presión de entrada cercana a 5.74 MPa mientras que la presión base dada era de 5.8 MPa (Fig 13a), es decir que el error del modelo con respecto al cálculo de presión es cercano a 1.065% (Fig 13b).

Fig. 13 Validación de Modelo de Flujo

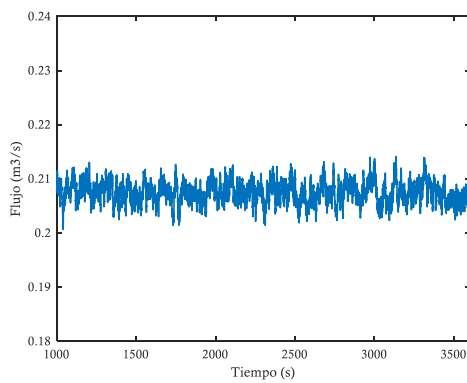
Con respecto al modelamiento del flujo de entrada, en el caso de estudio analizado el



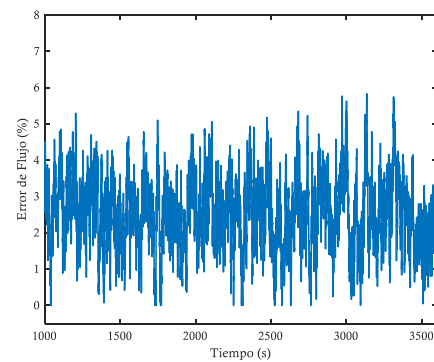
a)



b)



c)



d)

flujo de entrada fue cercano a $0.20 \frac{m^3}{s}$ y el valor calculado por el modelo oscilaba en valores cercanos a $0.21 \frac{m^3}{s}$ (Fig 13c). Esto se traduce en un error máximo del 6%.

Con los resultados obtenidos se demuestra que es posible modelar un proceso de transporte de gas con sólo una medición de presión y una medición de flujo, lo que representa una ventaja debido a que, al ser implementados dentro métodos de diagnóstico de incidentes en gasoductos, podrían disminuir los costos de instrumentación de la operación.

Capítulo 2 :Modelamiento con base a Ecuación de Liénard

La ecuación de Liénard ha sido utilizada para el modelamiento de muchos sistemas dinámicos en diferentes áreas, dentro de las cuales se encuentra la dinámica de fluidos. Torres et al., proponen modelar el flujo dentro de tuberías basado en este tipo de sistemas de ecuaciones, argumentando que permite el diseño de algoritmos de identificación para el diagnóstico de fugas [94]. Dicha ecuación es una generalización del modelo de Van der Pol, [95], la cual se encuentra dada por:

$$\ddot{x}(t) + F_o(x(t))\dot{x}(t) + G_o(x(t)) = 0 \quad (2.1)$$

En donde, se cumple para funciones F_o y G_o en una posición de $x(t)$ que:

$$\dot{x}(t) = \frac{dx(t)}{dt} \quad \ddot{x}(t) = \frac{d^2x(t)}{dt^2}$$

La Ec. 2.1 puede ser re-escrita en forma de variables de estado como:

$$x_1(t) = x(t) \quad (2.2)$$

$$x_2(t) = \dot{x}(t)$$

Por lo tanto

$$\dot{x}_1(t) = x_2(t) \quad (2.3)$$

$$\dot{x}_2(t) = -[F_o(x_1(t))x_2(t) + G_o(x_1(t))] \quad (2.4)$$

Sin embargo, en la Ec. 2.4 se observa que la función F_o se encuentra acoplada a un estado no medido $x_2(t)$, lo que dificulta su estimación. Por lo tanto, se realiza el siguiente cambio de variables:

$$\zeta_1(t) = x(t) \quad (2.5)$$

$$\zeta_2(t) = \dot{x}(t) + F(x(t))$$

Despejando:

$$\dot{x}(t) = \zeta_2(t) - F(x(t))$$

Y utilizando la Ec. 2.5:

$$\dot{\zeta}_1(t) = \zeta_2(t) - F(x(t)) \quad (2.6)$$

$$\dot{\zeta}_2(t) = \dot{\zeta}_1(t) + \frac{d}{dt}(F(x(t))) \quad (2.7)$$

Conociendo que:

$$F(x) = \int_0^x F_o(\sigma) d\sigma \quad (2.8)$$

Al implementar la regla de la cadena:

$$\dot{\zeta}_2(t) = -F_o(\zeta_1(t))\dot{\zeta}_1(t) - G_o(\zeta_1(t)) + F_o(\zeta_1(t))\dot{\zeta}_1(t)$$

$$\dot{\zeta}_2(t) = -G_o(\zeta_1(t)) \quad (2.9)$$

Se obtiene lo que se conoce como representación tipo Liénard:

$$\dot{\zeta}_1(t) = \zeta_2(t) - F(\zeta_1(t))$$

$$\dot{\zeta}_2(t) = -G_o(\zeta_1(t)) \quad (2.10)$$

$$y(t) = \zeta_1(t)$$

La característica principal de este sistema de ecuaciones es que las funciones no lineales se encuentran desacopladas de los estados no medidos, lo que facilita la estimación.

Ahora bien, si se asume que $\tilde{F}^T(\zeta_1(t))$ y $\tilde{G}_o^T(\zeta_1(t))$ son vectores de funciones lineales con respecto a parámetros vectoriales θ_1 y θ_2 , se obtiene el sistema:

$$\begin{aligned} \dot{\zeta}_1(t) &= \zeta_2(t) - \tilde{F}^T(\zeta_1(t))\theta_1 \\ \dot{\zeta}_2(t) &= -\tilde{G}_o^T(\zeta_1(t))\theta_2 \\ y(t) &= \zeta_1(t) \end{aligned} \quad (2.11)$$

Si las entradas son nombradas como $u(t)$ y las salidas $y(t)$, se puede asumir en forma general como:

$$\dot{\zeta}(t) = A_o\zeta(t) + \phi(y(t))\theta + \varphi(u(t), y(t)) \quad (2.12)$$

$$y(t) = C_o(t) \quad (2.13)$$

Siendo:

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}; \quad C_o = [1 \quad 0] \quad \phi(y(t)) = \begin{bmatrix} \tilde{F}^T(y(t)) \\ \tilde{G}_o^T(y(t)) \end{bmatrix}; \quad \theta = [\theta_1 \quad \theta_2]$$

Y un vector de funciones no parametrizadas $\varphi(u(t), y(t))$.

Modelo de Flujo en Forma de Liénard

El modelo de Liénard es aplicable a las ecuaciones de continuidad y conservación de momento simplificadas. En el caso del transporte del gas natural, se asume que el flujo se comporta como incompresible. Por lo que se puede definir un modelo de Liénard similar al propuesto por Torres et al., en dicho modelo las ecuaciones se representan en función de la carga hidráulica $(H(z, t))$ [96]. Este parámetro para una tubería en posición horizontal se puede encontrar como:

$$p = \rho g H \quad (2.14)$$

Por lo que si se reemplaza en las ecuaciones. 2.5 y 2.6:

$$\frac{\partial H(t, z)}{\partial t} + \frac{v^2}{gA} \frac{\partial Q(t, z)}{\partial z} = 0 \quad (2.15)$$

$$\frac{\partial Q(t, z)}{\partial t} = A \left[g \frac{\partial H(t, z)}{\partial z} + \frac{fQ(t, z)|Q(t, z)|}{2DA^2} \right] \quad (2.16)$$

Para su aplicación se debe definir las condiciones de frontera de Dirichlet del sistema para $Q(z, t)$ y $H(z, t)$

En $z=0$

- $H(0, t) = H_{in}(t)$
- $Q(0, t) = Q_{in}(t)$

En $z=L$

- $H(L, t) = H_{out}(t)$
- $Q(L, t) = Q_{out}(t)$

La Ec. 2.15 se puede reescribir como:

$$\frac{\partial H(t, z)}{\partial t} = - \frac{v^2}{gA} \frac{\partial Q(t, z)}{\partial z} \quad (2.17)$$

Al derivar con respecto al espacio la Ec. 2.17, se obtiene como resultado:

$$\frac{\partial}{\partial z} \frac{\partial H}{\partial t} = - \frac{v^2}{gA} \frac{\partial^2 Q(t, z)}{\partial z^2} \quad (2.18)$$

Y su vez, la Ec. 2.16 se debe derivar con respecto al tiempo:

$$\frac{\partial^2 Q(t, z)}{\partial t^2} = gA \frac{\partial^2 H(t, z)}{\partial z \partial H} + \frac{f|Q(z, t)|}{DA} \frac{\partial Q(z, t)}{\partial t} \quad (2.19)$$

Entonces, sustituyendo 2.18 en 2.19:

$$\frac{\partial^2 Q(t, z)}{\partial t^2} - \frac{v^2}{gA} \frac{\partial^2 Q(t, z)}{\partial z^2} + \frac{f|Q(z, t)|}{DA} \frac{\partial Q(z, t)}{\partial t} = 0 \quad (2.20)$$

Para Ec.2.20., las condiciones de frontera de Dirichlet en $H(z, t)$ se convierten a condiciones de frontera de Neumann en $Q(z, t)$ (por Ec. 2.15). Y además, las condiciones iniciales en $H(z, t)$ se convierten en condiciones iniciales en $Q(z, t)$ y $\frac{\partial Q(z, t)}{\partial t}$ (por Ec. 2.16).

Para Ec.2.20., las condiciones de frontera de Dirichlet en $H(z, t)$ se convierten a condiciones de frontera de Neumann en $Q(z, t)$ (por Ec. 2.47). Y además, las condiciones iniciales en $H(z, t)$ se convierten en condiciones iniciales en $Q(z, t)$ y $\frac{\partial Q(z, t)}{\partial t}$ (por Ec. 2.16).

Ahora bien, utilizando una representación muy conocida en espacios de estado se encuentra que:

$$\frac{\partial Q_l^a(z,t)}{\partial t} = Q^b(z,t) \quad (2.21)$$

$$\frac{\partial Q_l^b(z,t)}{\partial t} = -\frac{f}{DA} |Q^a(z,t)| Q^b(z,t) + v^2 \frac{\partial^2 Q^a(z,t)}{\partial z^2} \quad (2.22)$$

En donde $\frac{\partial Q_l^a(z,t)}{\partial t}$ corresponde a $Q(z,t)$ y $\frac{\partial Q_l^b(z,t)}{\partial t}$ corresponde a $\frac{\partial Q(t,z)}{\partial z}$

La Ec. 1.5 cuenta con la estructura similar al modelo de Liénard. Además, que 2.21 y 2.22 son similares a las condiciones de 2.12 y 2.13., por lo que se puede obtener un modelo de flujo con representación de Liénard:

$$\frac{\partial Q_l^a(z,t)}{\partial t} = Q^b(z,t) - \frac{f}{2DA} |Q_l^a(z,t)| Q_l^a(z,t) \quad (2.23)$$

$$\frac{\partial Q_l^b(z,t)}{\partial t} = v^2 \frac{\partial^2 Q_l^a(z,t)}{\partial z^2} \quad (2.24)$$

Modelo Híbrido de Liénard

Una variación posible en el método anteriormente descrito, es replicar el procedimiento en términos de $H(z,t)$, lo cual proveería como ecuación característica del proceso:

$$\frac{\partial^2 H(z,t)}{\partial t^2} - b^2 \frac{\partial^2 H}{\partial z^2} - \frac{v^2 f}{gDA^2} |Q(z,t)| \frac{\partial Q(z,t)}{\partial z} = 0 \quad (2.25)$$

Sin embargo, al continuar con el proceso se llega al punto en donde en la representación de espacios de estados las ecuaciones quedan en términos de $H(z, t)$ y $Q(z, t)$ como se muestra a continuación:

$$\dot{H}_l^a(z, t) = H_l^b(z, t) + \int_0^t \frac{v^2 f}{gDA^2} |Q(z, \tau)| \frac{\partial Q(z, \tau)}{\partial z} d\tau \quad (2.26)$$

$$H_l^b(z, t) = v^2 \frac{\partial^2 H_l^a(z, t)}{\partial z^2} \quad (2.27)$$

Modelo de Liénard Linealizado

Los autores del método anteriormente descrito, también proponen el uso de una forma modificada del método de Liénard, este método se basa en la linealización de las ecuaciones 3.18 y 3.23, en la cual se obtiene:

$$\frac{\partial^2 q(z, t)}{\partial z^2} = \frac{1}{v^2} \frac{\partial^2 q(z, t)}{\partial t^2} + \frac{f |Q_o|}{ADv^2} \frac{\partial q(z, t)}{\partial t} \quad (2.28)$$

$$\frac{\partial^2 h(z, t)}{\partial z^2} = \frac{1}{v^2} \frac{\partial^2 h(z, t)}{\partial t^2} + \frac{f |Q_o|}{ADv^2} \frac{\partial h(z, t)}{\partial t} \quad (2.29)$$

En donde q y h son las variaciones de flujo y presión con respecto a un estado estable definido por $H_o(z)$ y Q_o (constante a lo largo de z). Sin embargo, se puede reescribir las ecuaciones 1.58 y 1.59 utilizando la analogía de circuitos eléctricos RLC. En donde:

$$R = \frac{f |Q_o|}{gA^2 D} \quad ; \quad L = \frac{1}{gA} \quad ; \quad C = \frac{fA}{v^2}$$

Obteniéndose la representación linealizada como:

$$\frac{\partial^2 q(z, t)}{\partial z^2} = LC \frac{\partial^2 q(z, t)}{\partial t^2} + RC \frac{\partial q(z, t)}{\partial t} \quad (2.30)$$

$$\frac{\partial^2 h(z,t)}{\partial z^2} = LC \frac{\partial^2 h(z,t)}{\partial t^2} + RC \frac{\partial h(z,t)}{\partial t} \quad (2.31)$$

Para cualquiera de los dos casos (en término de $q(z,t)$ o $h(z,t)$), se puede realizar el siguiente cambio de variable:

$$q(z,t) = \zeta_1(z,t)$$

$$\frac{\partial q(z,t)}{\partial t} = \zeta_2(z,t)$$

O bien

$$h(z,t) = \zeta_1(z,t)$$

$$\frac{\partial h(z,t)}{\partial t} = \zeta_2(z,t)$$

Obteniéndose como representación general de Liénard Linealizado:

$$\frac{\partial \zeta_1(z,t)}{\partial t} = \zeta_2(z,t) - \left(\frac{R}{L} \right) \zeta_1(z,t) \quad (2.32)$$

$$\frac{\partial \zeta_2(z,t)}{\partial t} = \frac{1}{LC} \frac{\partial^2 \zeta_1(z,t)}{\partial z^2} \quad (2.33)$$

Validación de modelo de Lienard Linealizado

Para realizar la validación del modelo anteriormente descrito, se replicó el escenario sin fuga utilizado para la validación del modelo de flujo expuesto en el capítulo anterior, utilizando los mismos datos de entrada (flujo de entrada a la tubería) y características geométricas ($L = 16968 \text{ m}$ y $D = 16 \text{ in}$).

Por otra parte, al simular el modelo Linealizado bajo la estructura de Liénard, se incluyó una señal de ruido similar a la que se adicionó en las entradas al modelo de flujo. Como parámetro de comparación se calculó el error relativo medio, el cual arrojó un valor de 0.1195%. Esto permite afirmar que el modelo linealizado es una adecuada descripción del sistema construido.

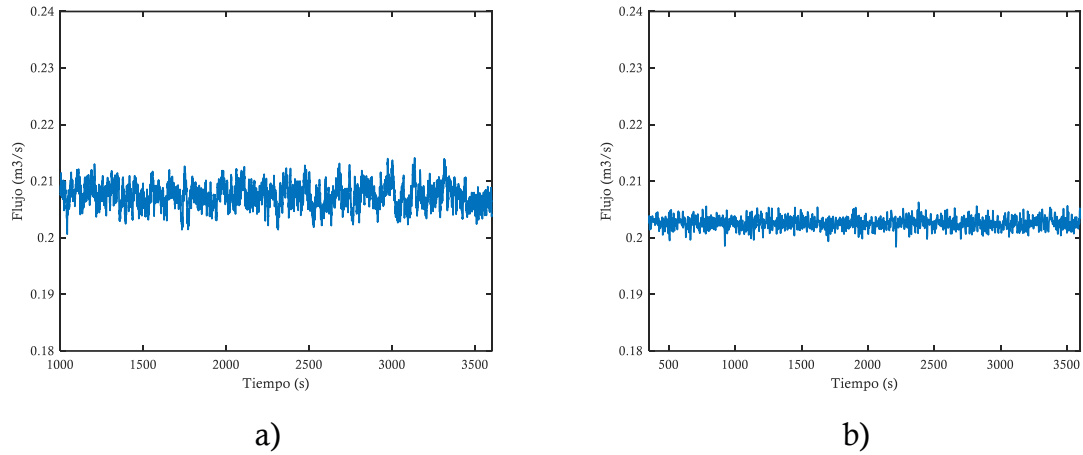


Fig. 14 a) Flujo calculado a partir de modelo no lineal b) Flujo calculado a partir de modelo Linealizado

Por otra parte, se utilizó la función tic-toc de Matlab para comparar el tiempo de cálculo necesario por el modelo de Liénard linealizado y el modelo sin linealizar para determinar los flujos de entrada de la tubería (Fig. 15). Como se puede observar en la Fig. 15 el tiempo utilizado por el modelo Linealizado para calcular el flujo de entrada a la tubería siempre es menor que el utilizado por el modelo sin linealizar. Por lo que se concluye que el modelo de Liénard Linealizado representa una opción de menor complejidad para ser implementados en métodos de diagnóstico de fugas.

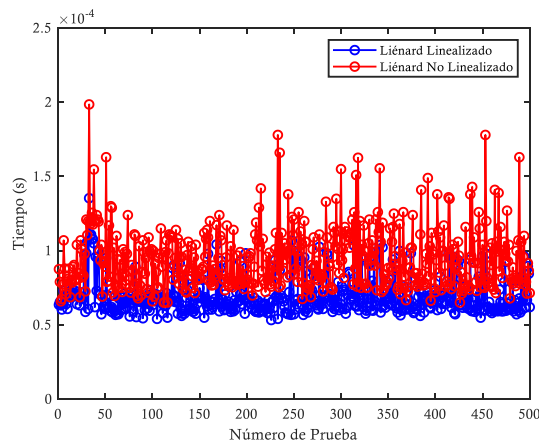


Fig. 15 Comparación entre tiempos de cálculo entre modelos

Capítulo 3 : Diseño de Estrategia de Diagnóstico de Fugas

Estrategia de Detección de Fuga

Como se mencionó anteriormente, existen numerosas técnicas de detección de fugas, en las cuales las técnicas internas son la opción con mayor aceptación ya que permiten determinar estados futuros de variables de flujo a partir de mediciones de sensores típicamente instalados en la infraestructura y realizar la detección con base al conocimiento del proceso.

Para la detección de una fuga es importante tener identificadas que variables son medidas y cuales podrían estimarse. Sin embargo, la verdadera falla de muchos sistemas de detección es asumir constante ciertos parámetros del proceso, como lo es el factor de fricción. Como se estudió en la sección anterior, este parámetro es dependiente del flujo, por lo que se encuentra en variación en cada instante y asumirlo constante representaría sólo un estado de operación [97]. Se conoce que una de las principales fuentes de pérdida es la disipación de energía causada por la fricción (pérdida de carga), las principales fuentes de este fenómeno son la viscosidad y el factor de fricción [89],[98].

El factor de fricción resulta un parámetro importante para monitorización, ya que tiene en cuenta variaciones en las variables flujo y de propiedades físicas de la tubería (rugosidad relativa). Durante la revisión de la literatura, se encontró que pocos investigadores han desarrollado métodos de detección basados en la monitorización de este parámetro. Las investigaciones realizadas proponen técnicas basadas en observadores de estado o en el monitoreo del transitorio inverso [32], [97], [99], [100].

Sin embargo, al sólo necesitar monitorear una variable, se considera la posibilidad de utilizar métodos de menor complejidad. Dentro de los métodos más sencillos, pero con alta exactitud para realizar seguimiento al comportamiento de una variable se encuentran los métodos estadísticos, ya que permiten detectar desviaciones en el comportamiento de una variable del proceso (medida o estimada) con sólo conocer los rangos de operación bajo condiciones normales [101].

Las cartas de control, son una herramienta grafica que permite observar y analizar el comportamiento de un proceso en el tiempo a través del monitoreo de una variable. Para la implementación de esta herramienta, se supone que el proceso está sujeto a variabilidad natural por lo que se deben implementar limites operacionales, con el fin de que en caso de ocurrir un evento anormal se pueda detectar rápidamente [102], [103]. Las cartas más conocidas son las Shewhart, CUSUM y EWMA.

Las cartas Shewhart fueron las primeras en ser desarrolladas, y se pueden clasificar en cartas de control para variables y cartas de control para atributos. A pesar de contar con diferentes cartas de control de este tipo, se considera que la simplicidad del método lo hace inadecuado ya que no detectan cambios pequeños y sostenidos en el proceso [104], como podría ser el caso de una fuga. Esta afirmación ha sido validada por diversos investigadores, quienes realizaron comparativas entre las cartas Shewhart y las cartas EWMA y CUSUM [105].

Las cartas de control fueron desarrolladas para el control de calidad, sin embargo, se han ido implementando en procesos de detección de fallas. Algunos ejemplos son:

- R.P. Leger, et al., proponen utilizar la carta CUSUM para la detección de falla en conjunto con una red neuronal [101].
- Kano et al., utilizó un método utilizando la carta de control T^2 de Hotelling en conjunto de PCA [106].
- Cui et al., propone utilizar la carta de control P para la detección de fugas.[107].
- Karman et al., proponen utilizar cartas de control para la identificación de puntos atípicos en las mediciones de temperatura de su estrategia [108].

No obstante, la carta más común para la detección de fallas es la EWMA, ya que permite incluir información de diferentes instantes de tiempo para el cálculo de los límites de operación [41]. Además, que se han realizado investigaciones comparativas entre las cartas de control existente, las cuales concluyen que la carta EWMA es una herramienta mucho mejor que las demás cartas, ya que es capaz de predecir donde se debe encontrar la variable monitoreada en un instante de tiempo inmediatamente futuro [104], [105], [109]. Dentro de la revisión de la literatura no se encontró estudios de la implementación de la carta EWMA para la detección de fugas en tuberías de transporte.

La carta EWMA (por sus siglas en inglés), gráfica la suma ponderada de las medias de las muestras observadas durante un tiempo de inspección, asignándole pesos decrecientes a las medias anteriores [43]. Para su implementación se calcula un estadístico Z_t para cada instante de tiempo t :

$$Z_t = \lambda X_t + (1 - \lambda) Z_{t-1} \quad (3.1)$$

En esta ecuación λ es un estadístico que tiene un valor entre 0 y 1, este parámetro determina la profundidad de memoria de la EWMA. Es decir, si se encuentra más cerca al 0 se les da más peso a datos históricos, y más cercano a 1 es que es de más interés las últimas mediciones. Según autores, 0.2 es el valor que se le debe asignar a λ por experiencia de diversos autores. [43]. Otra observación importante es que en momento donde $t=0$, Z_{t-1} es la media de todas las mediciones realizadas.

Para calcular el límite de control superior (LCS) y el límite de control inferior (LCI), se debe calcular la varianza de Z_t (σ):

$$LCS = Z_o + 3\sigma \sqrt{\frac{\lambda}{n(2-\lambda)} \left[1 - (1-\lambda)^{2t} \right]} \quad (3.2)$$

$$LCI = Z_o - 3\sigma \sqrt{\frac{\lambda}{n(2-\lambda)} \left[1 - (1-\lambda)^{2t} \right]} \quad (3.3)$$

Al ser una carta univariada, es posible realizar la monitorización de un parámetro como el factor de fricción.

Estrategia de Localización

A pesar de las bondades de los métodos estadísticos univariados para la detección de fugas, son muy poco exactos para la localización de incidentes como las fugas. No obstante, los métodos basados en modelos permiten una mejor opción para este objetivo.

Los métodos basados en modelos permiten monitorear variables comúnmente medidas con poca instrumentación, por lo que son atractivos para ser implementados en la operación real de transporte. Existen muchos métodos de localización de fugas como lo son los métodos de reflexión de onda, análisis por puntos de presión [110], método de gradiente [111], métodos híbridos con fibra óptica [112] o basados en métodos de medición de ondas acústicas y vibración [113], [114], sin embargo la mayoría implican aumentar costos en instrumentación o no cuentan con la precisión necesaria para asegurar un diagnóstico adecuado.

Las técnicas de localización de fugas buscan diagnosticar fallas en el proceso de transporte basándose en modelos estándar, lo que permite maximizar la capacidad de localización sin aumentar la instrumentación en la operación [47]. Es por ello que muchas investigaciones han sido dirigidas al uso de métodos basados en modelos o técnicas estadísticas multivariadas para el diagnóstico de fugas.

Los métodos basados en modelos por lo general utilizan la instrumentación disponible en el proceso para calcular variables operacionales no medidas, mientras que los métodos estadísticos permiten la detección de cambios en el proceso de forma rápida y segura. Por lo que muchos autores han desarrollado técnicas híbridas de localización en base a este método, algunos de ellos son:

- Los métodos basados en el análisis inverso del transiente en redes de tuberías, permite calcular una regresión de mínimos cuadrados entre un modelo de flujo y la medida de la presión. La fuga se modela en los nodos de la red y cuando se obtiene una minimización de la desviación entre las presiones medidas y calculadas se localiza la fuga [115]. Sin embargo, muchos investigadores señalaron dificultades para la validación de la técnica [116]–[118].
- Los métodos basados en respuesta en frecuencia. Este método utiliza el análisis de la respuesta transitoria en el dominio de la frecuencia, además hace uso de las transformadas de Fourier para transformar datos de tiempo en el dominio de la frecuencia. La localización de la fuga se obtiene al comparar las frecuencias de la tubería con fuga y en estado normal de operación. Estos métodos son ampliamente descritos en la literatura, sin embargo, no se menciona evidencia de ser utilizado en procesos reales [119].
- Perez et al., propone analizar los residuales (obtenidos entre mediciones y el modelo de flujo) y compararlos dentro de límites normales de operación, teniendo en cuenta la incertidumbre del modelo y el ruido de las mediciones. Cuando alguno de los residuos se encuentra por fuera del límite, se compara con una matriz de sensibilidad de fuga para su localización [120]. Esta metodología fue desarrollada para redes de tuberías de distribución de agua y muestra alta incertidumbre [121].

No obstante, diferentes autores se han basado en el método anteriormente mencionado para el desarrollo de nuevas técnicas, como la propuesta por Fernandez et al., en la cual se generan residuales a partir de modelos de flujo y son clasificados teniendo en cuenta la sensibilidad de la fuga [121].

Por otra parte, Jimenez et al.,[122],[123] proponen realizar la localización de fugas utilizando sólo mediciones de flujo de entrada y estimación del flujo de salida [47]. La técnica propuesta utiliza mediciones de flujo de entrada $(Q_{in}(t))$ y salida $(Q_{out}(t))$ a la tubería, teniendo en cuenta las ecuaciones de flujo en base al modelo de Liénard (Ec.2.70 y 2.56):

$$\dot{Q}^a(t) = \dot{Q}^b(t) - F(\dot{Q}^a(t))$$

$$\dot{Q}^b(t) = v^2 \left[\frac{\partial^2 \dot{Q}^a(t)}{\partial z^2} \right]$$

Teniendo en cuenta que, para encontrar la solución numérica al sistema anteriormente descrito, se debe tomar como condiciones de frontera:

$$Q(0,t) = Q_{in}(t) \quad (3.4)$$

$$Q(L,t) = Q_{out}(t) \quad (3.5)$$

Posteriormente, se discretiza la longitud de la tubería en n segmentos iguales, obteniendo:

$$\dot{Q}_i^a(t) = \dot{Q}_i^b(t) - F(Q_i^a(t)) \quad (3.6)$$

$$\dot{Q}_i^b(t) = v^2 \left[\frac{Q_{i-1}^a(t) - 2Q_i^a(t) + Q_{i+1}^a(t)}{\Delta z^2} \right] \quad (3.7)$$

$$i = 1, 2, 3 \dots n$$

En donde

$$\Delta z = \frac{L}{n_i + 1} \quad (3.8)$$

Si no hay fugas, los flujos para cada segmento serán iguales, de otro modo los flujos de salida variarán. Se debe calcular un flujo nominal sin fuga $(\overline{Q_0})$, el cual es promedio de los flujos de los segmentos cuando no se ha presentado fuga. Y con esta información se deben calcular los residuos:

$$r_i(t) = \overline{Q_0} - \dot{Q}_i^a \quad (3.9)$$

Al calcular cada $r_i(t)$ se debe tener en cuenta que:

$$r_i(t) \begin{cases} > 0 & \text{La fuga se localiza aguas abajo del tramo} \\ = 0 & \text{La fuga se localiza en el tramo} \\ < 0 & \text{La fuga se localiza aguas arriba del tramo} \end{cases}$$

Este método resulta atractivo para ser implementado para la localización de fugas en el presente trabajo, ya que se cuenta con un modelo de flujo desarrollado con bajo porcentaje de error, además que brindaría la posibilidad de utilizar esta técnica en el transporte de gases, de lo cual no se encontró evidencia durante la revisión de la literatura y estado del arte.

Metodología Propuesta

Para mejor entendimiento de la metodología descrita se muestra de forma gráfica en la Fig. 16.

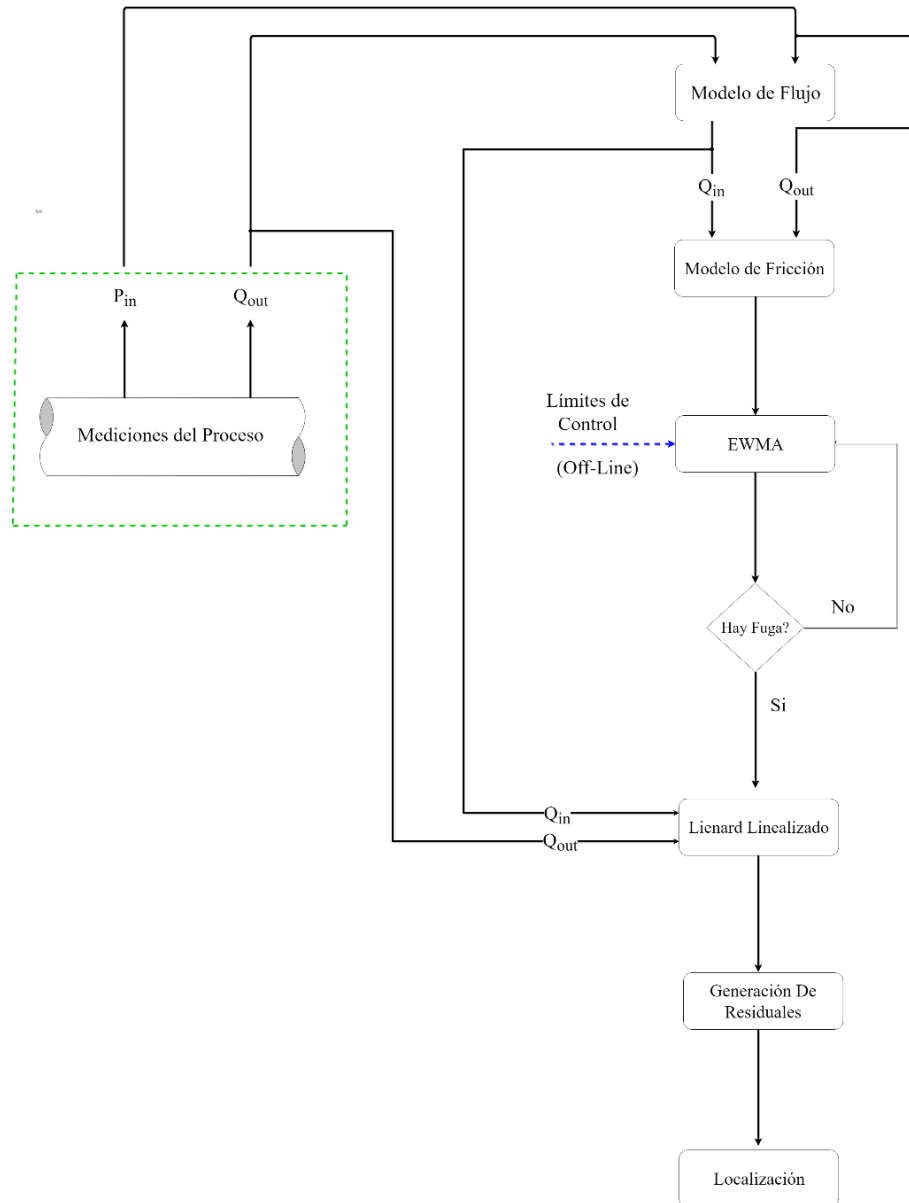


Fig. 16. Metodología

La primera etapa en el proceso de diagnóstico de fugas propuesto corresponde a la obtención de parámetros y variables de flujo. Para ello, se implementan las ecuaciones 2.72 y 2.74:

$$\frac{\partial p}{\partial t} = -v^2 \rho(t, z) \frac{Q_{i-1} - Q_i + Q_{i+1}}{L}$$

$$\frac{\partial Q}{\partial t} = A \left[\frac{1}{\rho(t, z)} \frac{P_{i-1} - P_i}{L} - \frac{f(Q) Q(t) |Q(t)|}{2DA^2} \right]$$

Las salidas del modelo son los cambios de presión de salida y flujo de entrada a la tubería. Es importante mencionar que se desarrolló un modelo de fricción basado en la estructura propuesta por Wood con un error de aproximadamente 11,67%, el cual puede disminuir a 4,85% si se varia el rango de estudio:

$$f = 0.4133 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 0.1110 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.2598} + 42.6463 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.3273} Re^{-1.3624 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.1124}} \quad (3.10)$$

Al contar con un parámetro que asocie el flujo con condiciones físicas de la tubería $\left(\frac{\varepsilon}{D} \right)$, se abre la posibilidad de realizar monitorización y detección de fugas con sólo una variable.

Para la detección de fugas se utilizará una carta de control univariada EWMA, utilizando como estadístico:

$$Z_t = \lambda f_t + (1 - \lambda) Z_{t-1} \quad (3.11)$$

Los límites de control serán definidos a partir de condiciones operacionales normales en escenarios donde se tenga certeza de no existir fuga en la tubería, es decir que se calcularan off-line y se fijarán dependiendo de las condiciones del proceso deseado utilizando las ecuaciones 3.2 y 3.3.

La carta de control EWMA se encontrará on-line y al detectar que algún valor del estadístico Z_i se encuentra por fuera de los límites de control se pasará a la fase localización.

Para realizar la localización de la fuga se hace necesario contar con la medición $Q_{out}(t)$, mientras que $Q_{in}(t)$ es estimado utilizando el modelo de flujo desarrollado. Además, se implementará el modelo Linealizado de Liénard (Ec. 3.35 y 3.36), en donde

$$\dot{Q}^a(t) = \dot{Q}^b(t) - \frac{R}{L} \dot{Q}^a(t) \quad (3.12)$$

$$\dot{Q}^b(t) = \frac{1}{LC} \left[\frac{\partial^2 \dot{Q}^a(t)}{\partial z^2} \right] \quad (3.13)$$

En donde:

$$R = \frac{f|Q(t)|}{gDA^2} \quad L = \frac{1}{gA} \quad C = \frac{gA}{v^2}$$

Posteriormente, se debe discretizar la tubería en n segmentos de igual longitud, obteniendo:

$$\dot{Q}^a(t) = \dot{Q}_i^b(t) - \frac{R(t)}{L(t)} \dot{Q}^b(t) \quad (3.14)$$

$$\dot{Q}^b(t) = \frac{1}{L(t)C(t)} \left[\frac{\dot{Q}_{i-1}^a(t) - 2\dot{Q}_i^a(t) + \dot{Q}_{i+1}^a(t)}{(\Delta z)^2} \right] \quad (3.15)$$

$i = 1, 2, 3 \dots n$

Con

$$\Delta z = \frac{L}{n_i + 1}$$

Como se observa en Fig. 17

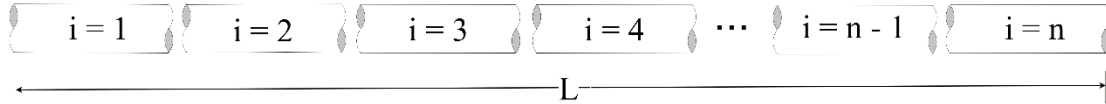


Fig. 17 Discretización de Tubería

Y para calcular los flujos de entrada y salida de cada segmento se tiene que

$$\dot{Q}_i^a(t) = \dot{Q}_i^b(t) - F(\dot{Q}_i^a(t)) \quad (3.16)$$

$$\dot{Q}_i^b(t) = v^2 \left[\frac{\dot{Q}_{i-1}^a(t) - 2\dot{Q}_i^a(t) + \dot{Q}_{i+1}^a(t)}{(\Delta z)^2} \right] \quad (3.17)$$

Si no hay fugas, los flujos para cada segmento serán iguales, de otro modo estos variarán. En la Fig. 17 se puede observar un ejemplo de lo anteriormente mencionado, entre el tiempo menor a 1000 segundos, no hubo presencia de fuga, por lo que todos los segmentos tenían flujos iguales, sin embargo, al ocurrir la fuga (entre los 1000 y 2500 segundos) los flujos se separaron. En caso de que la fuga desapareciera (después de los 3000 segundos), los flujos volverían a ser iguales.

Posteriormente, se debe calcular el flujo nominal $(\overline{Q_0})$. Para ello se utiliza el promedio de los flujos en un tiempo donde no hay fuga, es decir, si se considera el ejemplo de la Fig. 18, se podría tomar el promedio del flujo entre los 500 y 1000 segundos.

$$r_i(t) = \overline{Q_0} - Q_i^a \quad (3.18)$$

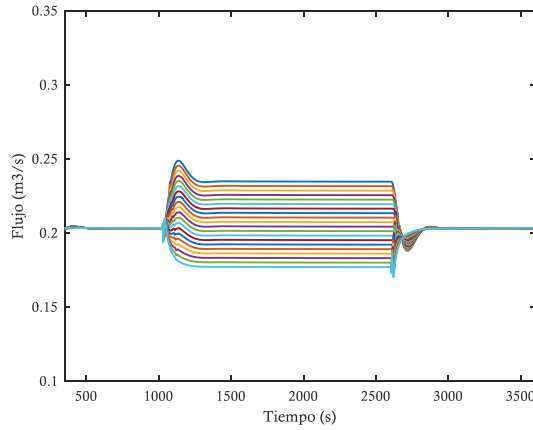


Fig. 18 Separación de flujos al haber una fuga

Se debe calcular un flujo nominal sin fuga $(\overline{Q_0})$, el cual es promedio de los flujos de los segmentos cuando no se ha presentado fuga. También se debe calcular un flujo en el tiempo en que la carta de control indicó que existió una fuga, este flujo lo denominaremos $(\overline{Q_f})$, el cual se calcula de forma similar a $\overline{Q_0}$. En el ejemplo de la Fig. 18, sería entre los 1500 y 2500 segundos. Con esta información se deben calcular los residuos:

$$r_i(t) = \overline{Q_0} - Q_i^a \quad (3.19)$$

Al calcular cada $r_i(t)$ se debe buscar el más cercano a 0 e identificar a que n_i pertenece, ya que correspondería al tiempo en el que se detectó el incidente (Se utilizará una función para buscar el valor mínimo entre los residuales). La localización se realiza multiplicando el valor de la longitud de cada segmento por el valor de i .

$$z_{fuga} = \frac{L}{n}(z_i) \quad (3.20)$$

Capítulo 4 : Aplicación de la Metodología

La metodología propuesta para el diagnóstico de fugas inicia con el cálculo de $P_{out}(t)$ y el $Q_{in}(t)$ del proceso. Seguido a esto, se debe calcular el valor del factor de fricción para cada instante de tiempo y debe actualizarse continuamente para alimentar el modelo de flujo.

Posteriormente, los datos de factor de fricción alimentarán una carta de control EWMA, cuyos límites son calculados de forma off-line dependiendo de los requerimientos del proceso en condiciones normales de operación. En caso de existir fuga, el comportamiento del factor de fricción por fuera de los límites de operación enviará una alarma al sistema. Por último, se utilizan los flujos $Q_{out}(t)$ y $Q_{in}(t)$ para realizar la localización de la fuga, por medio del modelo de flujo de Liénard Linealizado. Se discretiza la tubería en n segmentos de igual longitud y se calculan residuales teniendo en cuenta un flujo nominal sin fuga \overline{Q}_0 y un flujo nominal con fugas \overline{Q}_f . De esta forma, el residual más cercano a 0 indicará la ubicación de la fuga.

Una forma adicional de verificar el funcionamiento del método, es utilizando la gráfica de residuales (Fig. 19)

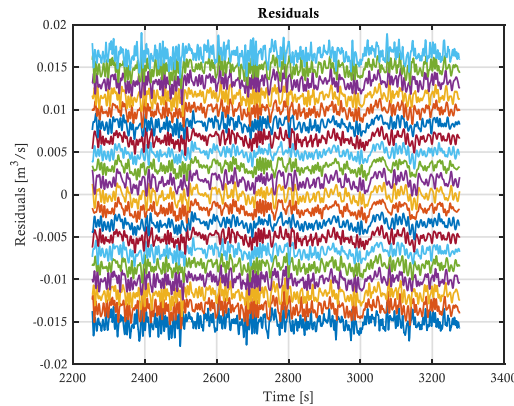


Fig. 19. Residuales en presencia de fuga

Se debe contar desde abajo hacia arriba el número de residuales hasta llegar al más cercano a 0 (r_f) y se calcula:

$$z_f = \frac{L_n}{n - r_f}$$

Donde L_n es la longitud de los segmentos ($L_n = L/n$).

Para la implementación de esta metodología se utilizó el software PipelineStudio como herramienta de simulación de los diferentes escenarios de fuga y Matlab para el modelamiento de todas las etapas del proceso de diagnóstico.

Validación de Metodología

Como se mencionó en el Capítulo II, la validación se realizará con base a las condiciones de operación sobre el tramo Bremen – Majaguas de la empresa Promigas S.A. E.S.P. El tramo de tubería de acero al carbón cuenta con longitud de 16968 m y diámetro de 16 in (0.4064 m), en posición totalmente horizontal.

Durante la validación del modelo, se contempló un escenario ideal en el que P_{in} tiene un valor cercano a 5.8 MPa y Q_{out} tiene magnitud cercana a $0.202 \frac{m^3}{s}$. Bajo estas condiciones, el factor de fricción se comporta casi constante en un valor cercano a 0.037737 (Fig. 20a).

Además, para el diagnóstico de fuga se inducirá una señal Gaussiana a las señales de entrada de $Q_{out}(t)$ y $P_{in}(t)$ con el fin de simular ruidos en la medición de la instrumentación. A estas condiciones se deben calcular los límites de operación en los que se debe mantener en un escenario ideal. Para ello se calculó la media de los valores $f(t)$ (Z_o) . Los límites de control superior e inferior se calcularon como lo describen las ecuaciones 3.2 y 3.3 respectivamente. Se asumió que el valor de lambda es 0.2. Además teniendo en cuenta la Ec. 3.10, se calculó el estadístico $Z(t)$. Los resultados fueron graficados, obteniendo la carta de control en condiciones ideales sin fuga (Fig 20).

Por otra parte, en la localización de fuga, se debe discretizar la tubería en n segmentos. En este trabajo se asignará que la tubería será dividida como se muestra en la Fig. 21.

Para el diagnóstico de fugas, se considerará una fuga 0,0254 m en tres escenarios de localización:

- Induciendo una fuga al 25% (4242 m) de la longitud de la tubería
- Induciendo una fuga al 50% (8484 m) de la longitud de la tubería
- Induciendo una fuga al 75% (12726 m) de la longitud de la tubería

En cada escenario se realizarán test a diferentes tiempos de ocurrencia del incidente (t_f), obteniendo que para cada escenario se tendrá una fuga

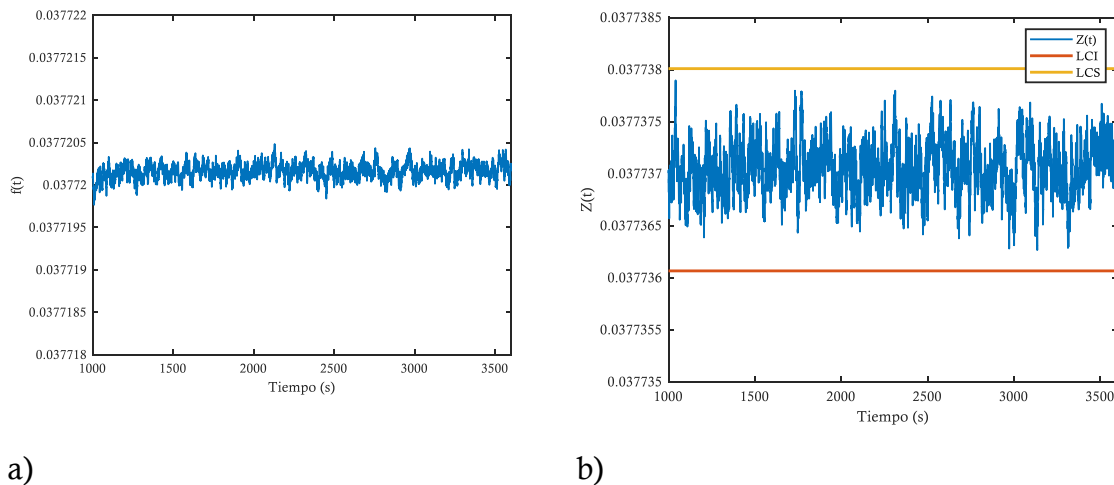


Fig. 20 a) Factor de Fricción en Condiciones Ideales b) Límites de control para la detección de una fuga

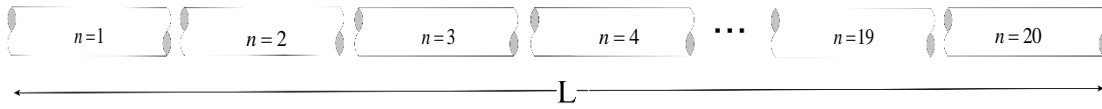


Fig. 21 Discretización de tubería con $n=20$.

Escenario I: Fuga a 25% de la longitud de la tubería

El primer escenario simulado es una fuga posicionada en los 4242m de la longitud de la tubería. Las condiciones de $Q_{out}(0)$ y $P_{in}(0)$ fueron de $0.2023 \frac{m^3}{s}$ y 5.74 MPa. Como se mencionó anteriormente se diseñaron tres ensayos donde la fuga fue inducida en diferentes tiempos (1700 s, 2300 s y 2700 s). En los tres casos, la carta de control detectó violación del límite de control inferior en los tiempos de detección estipulados.

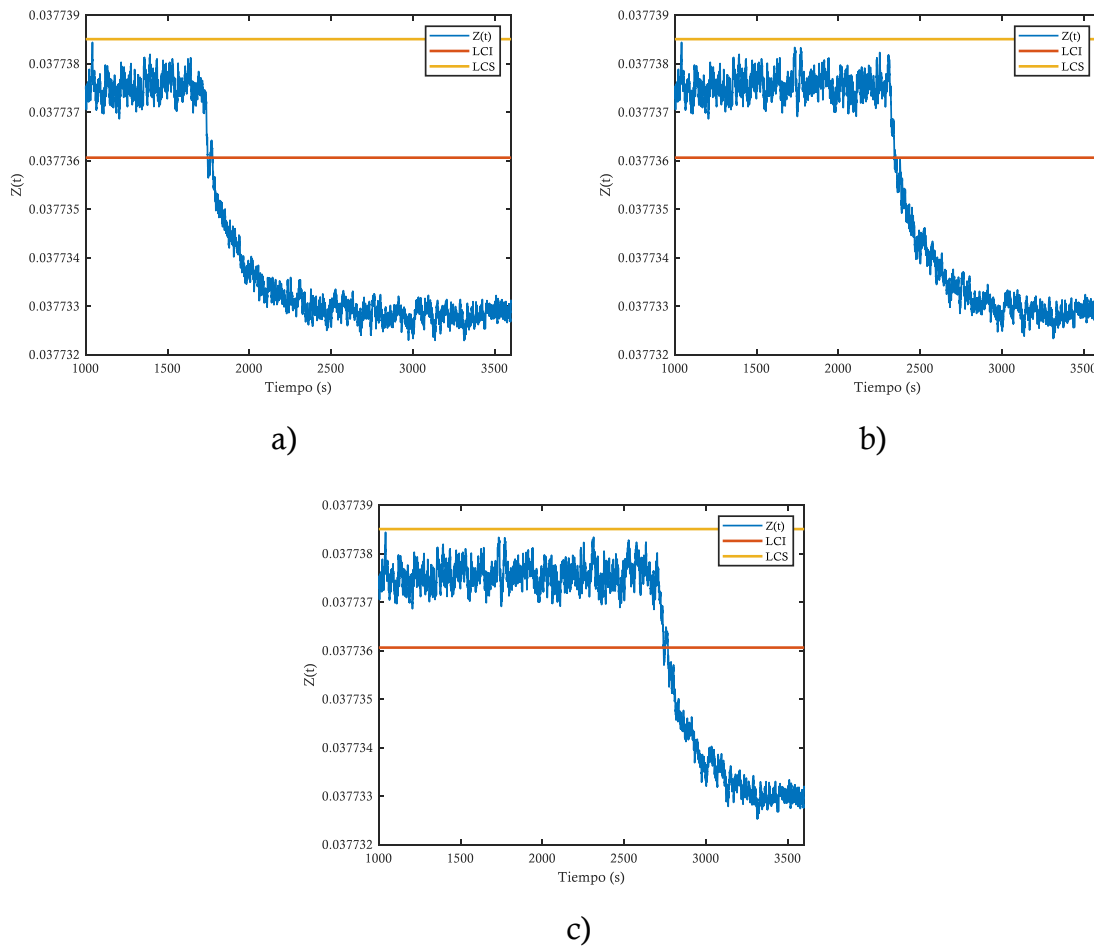


Fig. 22 a) Fuga a los 1700s a los 4242m b) Fuga a los 2300s a los 4242m c) Fuga a los 2700s a los 4242m

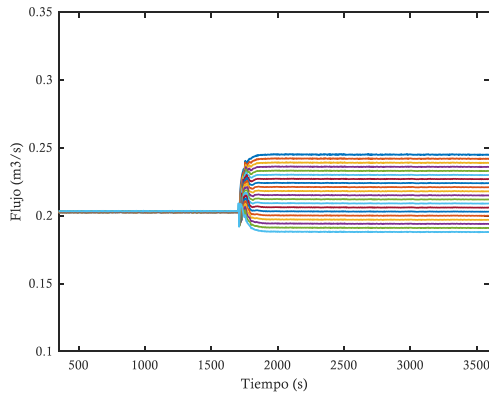
Al realizar la discretización de la tubería, se encontró que los flujos se separaban en los tiempos en los que ocurre la fuga, lo cual coincide con la información dada por las cartas de control (Fig. 22a, 22c, 22e).

Para la localización, se obtuvo que \overline{Q}_0 es de $0.2024 \frac{m^3}{s}$, mientras que \overline{Q}_f alcanzó un valor de $0.0023 \frac{m^3}{s}$, localizando la fuga a los 4848 m. Al calcular el error de diagnóstico se obtuvo que:

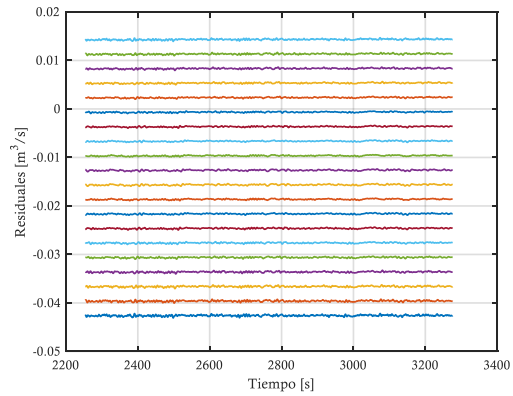
$$error(\%) = \frac{|4242 - 4848|}{16968} * 100 = 3.5714\%$$

Por otra parte, Al analizar los residuales de cada caso, se observa que el más cercano a cero coincide con el segmento en donde se realizó la localización; en este caso el quinto residual:

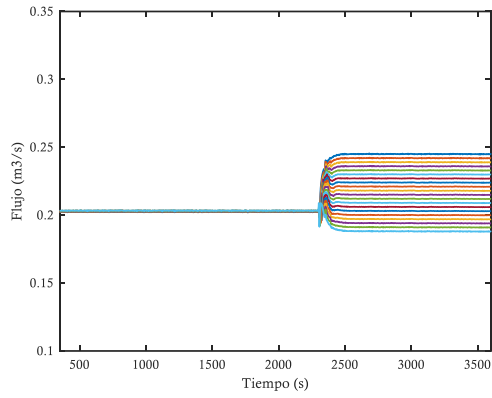
$$z_f = \frac{L_n}{n - r_f} = \frac{16968m}{20 - 5} = 4242m$$



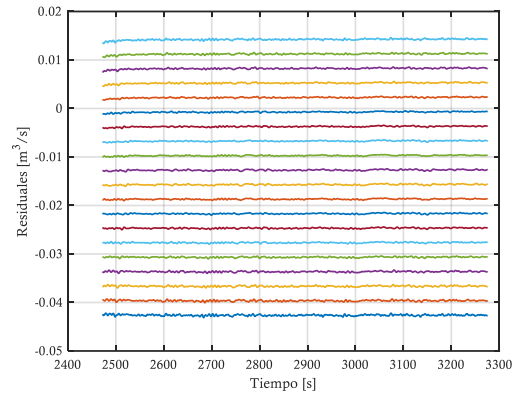
a)



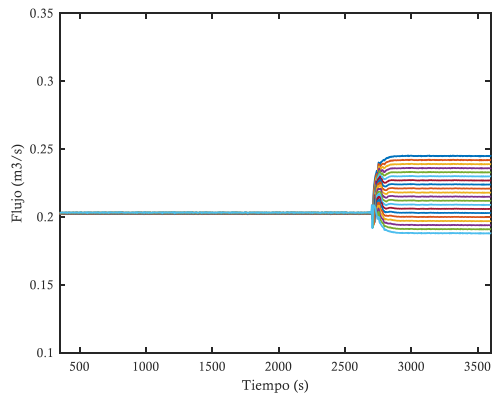
b)



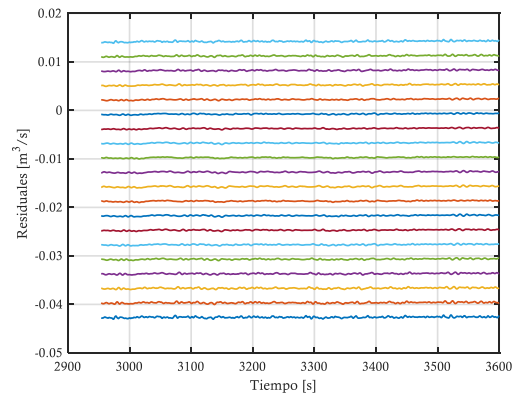
c)



d)



e)



f)

Fig. 23. a) Discretización de flujos con fuga a los 1700s b) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 1700s c) Discretización de flujos con fuga a los 2300 s d) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2300 s e) Discretización de flujos con fuga a los 2700 s f) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2700 s

Escenario II: Fuga a 50% de la longitud de la tubería

En el segundo escenario, se posicionó la fuga a los 8484 m de la longitud de la tubería.

Las condiciones de $Q_{out}(0)$ y $P_{in}(0)$ fueron de $0.023 \frac{m^3}{s}$ y 5.74 MPa. Al igual que en el escenario anterior, el test se realizó a diferentes tiempos de fuga t_f (1700, 2300 y 2700). (Fig. 23a, 23b, 23c).

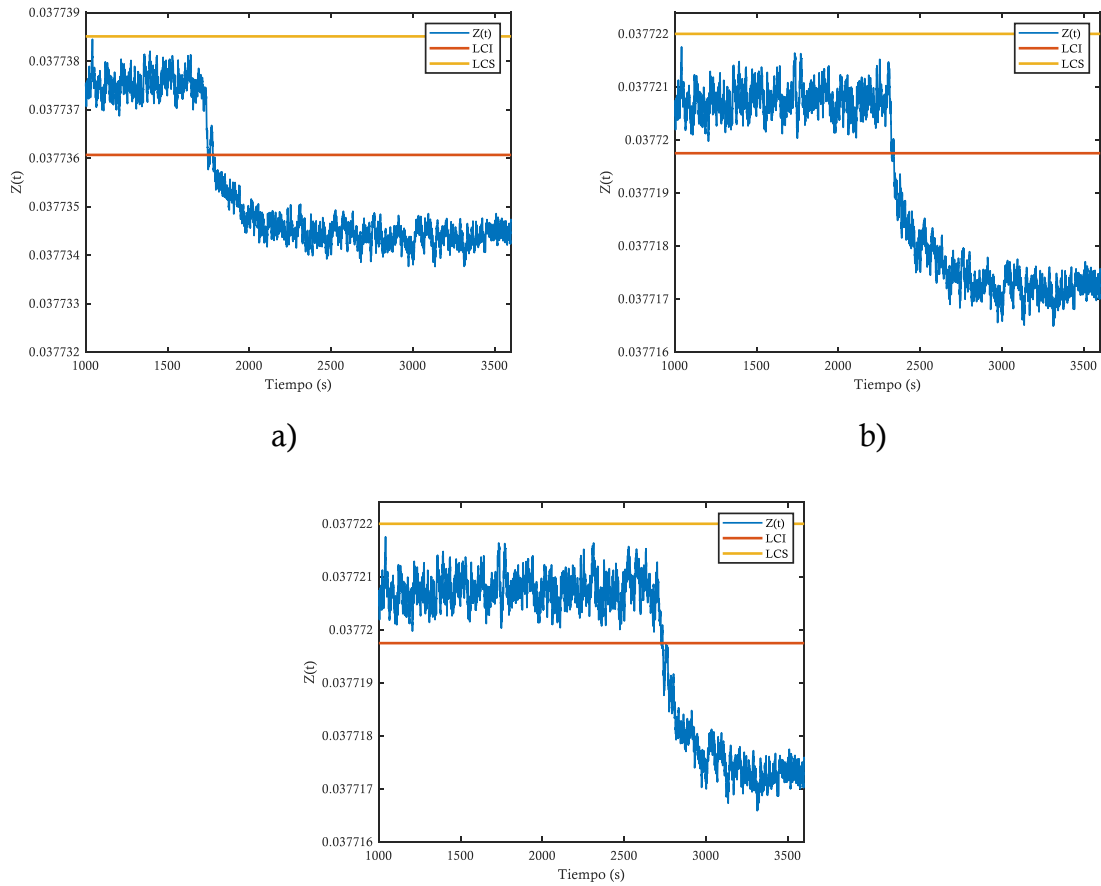


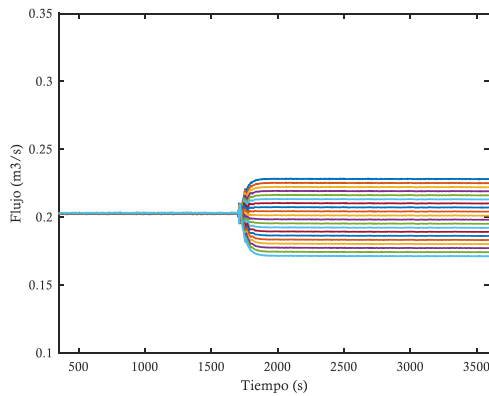
Fig. 24. a) Fuga a los 1700s a los 8484m b) Fuga a los 2300s a los 8484m c) Fuga a los 2700s a los 8484m

En los tres escenarios simulados, la carta de control detectó violaciones en el límite inferior de control al ocurrir la fuga. Al igual que en el caso anterior, los flujos se separaron en el mismo tiempo en el que ocurrió la fuga (Fig. 25a, 25c, 25e).

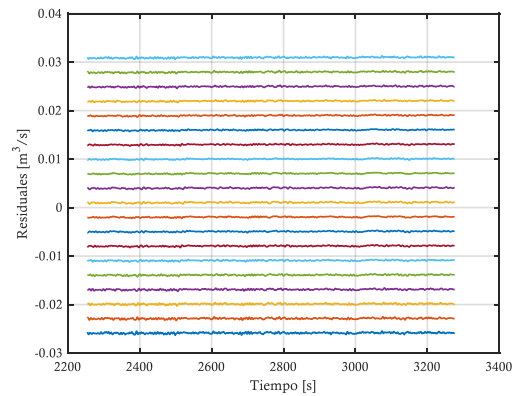
Para la localización, se obtuvo que en este caso \overline{Q}_0 es de $0.2028 \frac{m^3}{s}$, mientras que \overline{Q}_f tuvo un valor máximo de $0.0011 \frac{m^3}{s}$. En este caso, la localización se realizó a los 8888

m. El error relativo del diagnóstico se obtuvo:

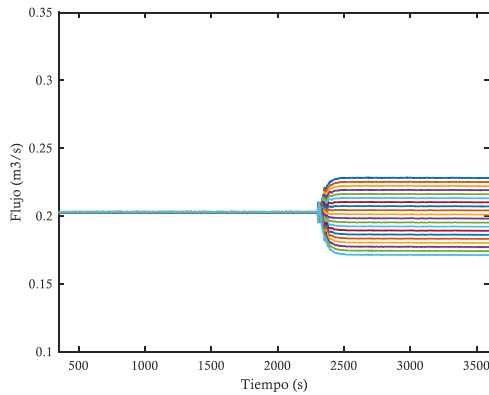
$$error(\%) = \frac{|8484 - 8888|}{16968} * 100 = 2.3810\%$$



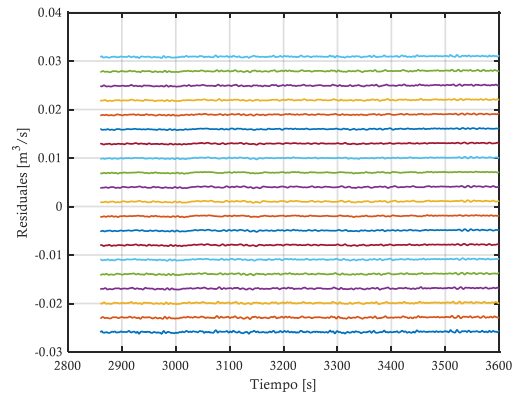
a)



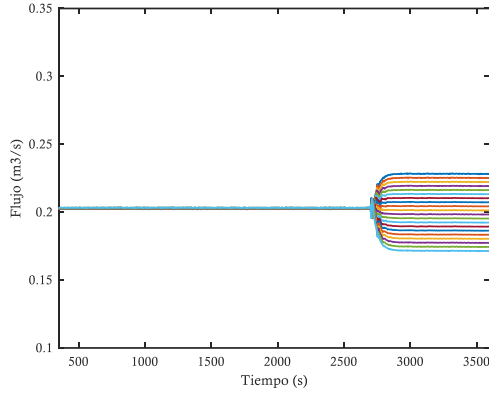
b)



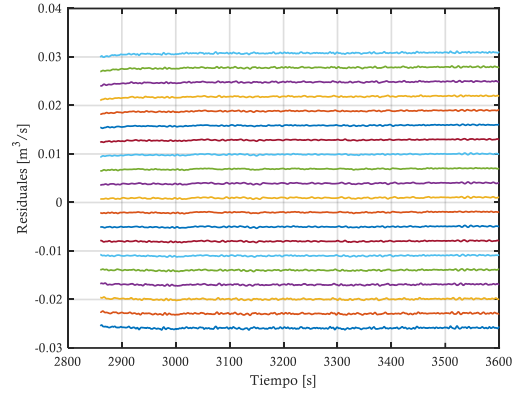
c)



d)



e)



f)

Fig. 25 a) Discretización de flujos con fuga a los 1700s b) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 1700s c) Discretización de flujos con fuga a los 2300 s d) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2300 s e) Discretización de flujos con fuga a los 2700 s f) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2700 s

Al observar el comportamiento de los residuales para cada uno de los t_f (Fig. 23a, 23c, 23d), se observa que el residual más cercano a cero es el décimo, lo que coincide con el segmento donde se localizó la fuga:

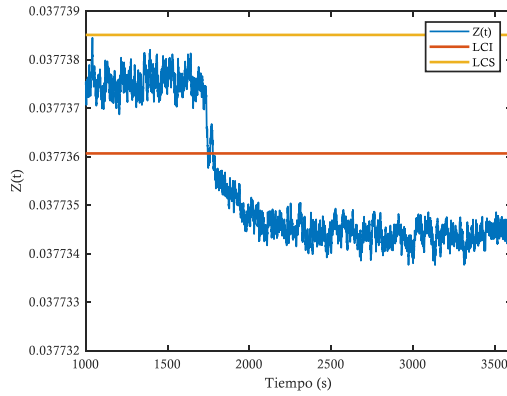
$$z_f = \frac{L_n}{n - r_f} = \frac{16968m}{20 - 10} = 8484m$$

Escenario III: Fuga a 75% de la longitud de la tubería

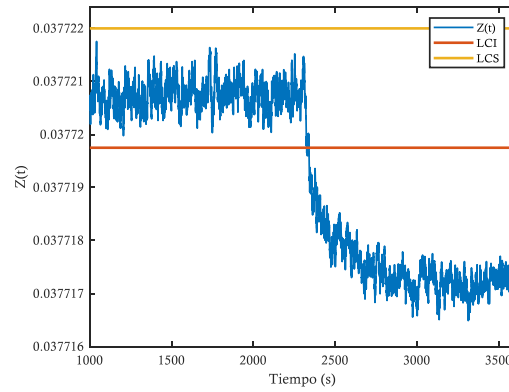
En el último escenario analizado, se posicionó la fuga a los 12726 m de la longitud de la tubería. Al igual que en el escenario anterior, el test se realizó a diferentes t_f (1700, 2300 y 2700). (Fig. 24a, 24b, 24c), además las condiciones de $Q_{in}(0)$ y $P_{out}(0)$ también

fueron de $0.023 \frac{m^3}{s}$ y 5.74 MPa.

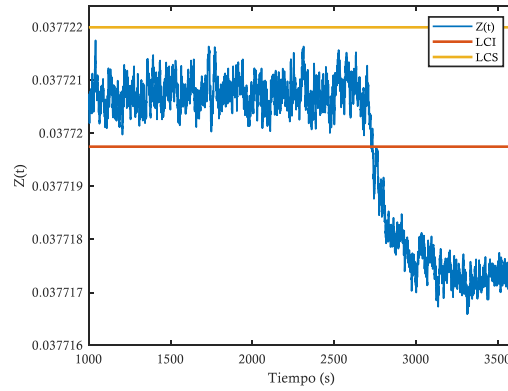
En los tres test realizados, se localizó la fuga en el mismo tiempo en el que indujo la fuga, se observó que la detección se realizó de manera satisfactoria por medio de una violación al límite inferior de control.



a)



b)



c)

Fig. 26 a) Fuga a los 1700s a los 8484m b) Fuga a los 2300s a los 8484m c) Fuga a los 2700s a los 8484m

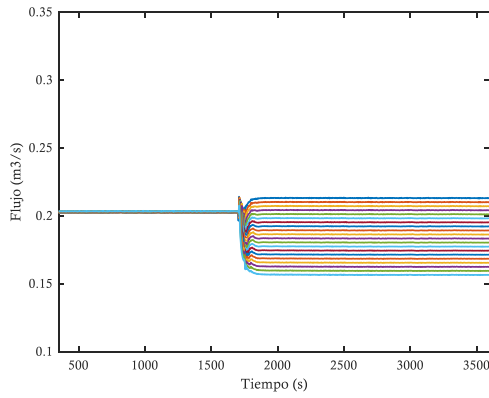
Al graficar los flujos de cada segmento de la tubería discretizada, se observa que, para cualquier tiempo anterior a la ocurrencia de la fuga, todos los flujos permanecen constantes e iguales en el mismo valor. Sin embargo, después de ocurrir la fuga, se separan. (Fig. 27a, 27c, 27e).

En este caso, \bar{Q}_0 fue de $0.2023 \frac{m^3}{s}$, mientras que \bar{Q}_f alcanzó un valor máximo de $0.00309 \frac{m^3}{s}$, localizando la fuga a los 12928 m. Al calcular el error relativo se obtuvo:

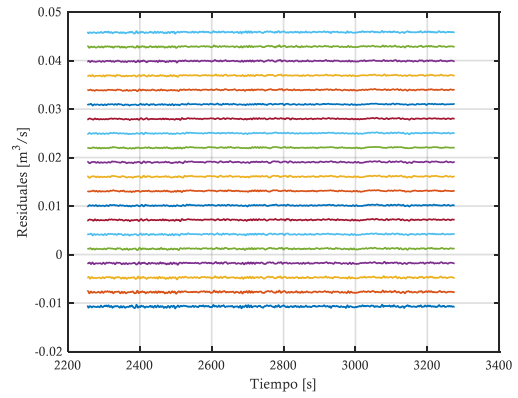
$$error(\%) = \frac{|12726 - 12968|}{16968} * 100 = 1.1905\%$$

Adicionalmente, al realizar un análisis al comportamiento de los residuales para segmentos de tiempos en donde se conoce que fuga, se observa que el residual con valor más cercano a cero es el segmento número quince:

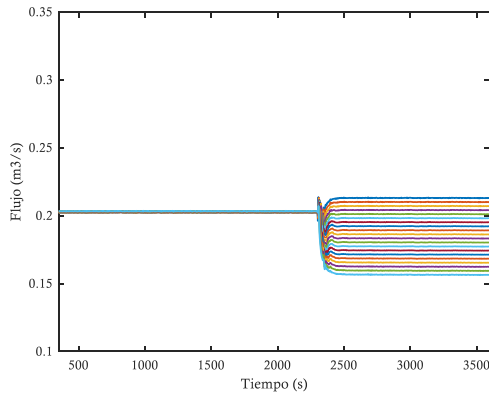
$$z_f = \frac{L_n}{n - r_f} = \frac{16968m}{20 - 15} = 12726m$$



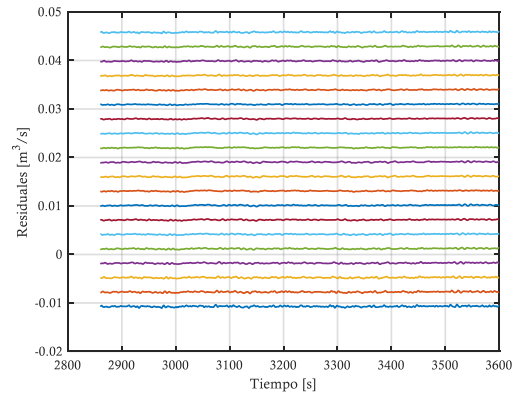
a)



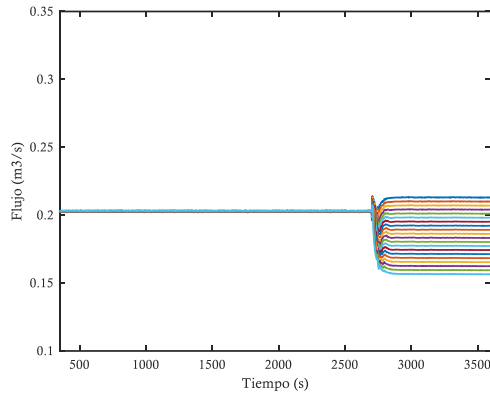
b)



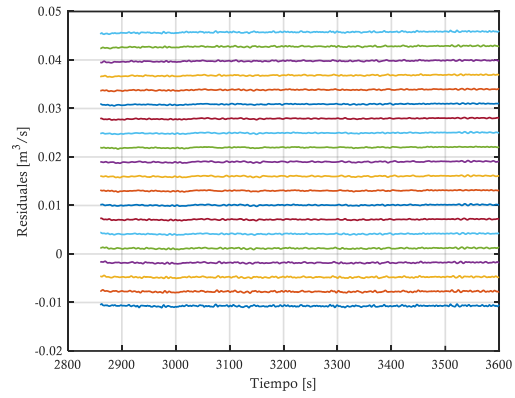
c)



d)



e)



f)

Fig. 27 . a) Discretización de flujos con fuga a los 1700s b) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 1700s c) Discretización de flujos con fuga a los 2300 s d) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2300 s e) Discretización de flujos con fuga a los 2700 s f) Residuales de diferencia de flujos con fuga los 2700 s

En resumen, en cada escenario se repitieron los ensayos teniendo como única diferencia el tiempo de ocurrencia de fuga, lo cual no produjo variación en el desempeño del método de diagnóstico. Los resultados obtenidos en cada escenario fueron:

Escenario	$\overline{Q}_0 \left(\frac{m^3}{s} \right)$	$\overline{Q}_f \left(\frac{m^3}{s} \right)$	$z_{f_{real}}(m)$	$z_{f_{est}}(m)$	Error (%)
I	0.2024	0.0023	4242	4848	3.5714
II	0.2028	0.0011	8484	8888	2.3810
III	0.2023	0.00309	12726	12928	1.1905

Capítulo 5 : Conclusiones y Trabajo Futuro

El objetivo de esta tesis es diseñar una metodología para el diagnóstico de fugas en tuberías de transporte de gases. Esta meta se cumplió diseñando un método híbrido que abordó el modelamiento del proceso para la estimación de parámetros utilizando el método de Liénard Linealizado y detección de incidentes a partir de un método estadísticos univariado.

Los principales aportes que se obtuvieron al realizar este trabajo son:

- 1) Desarrollo de un modelo de fricción: La complejidad para estimar parámetros variantes en tiempo y que a su vez son propios de la tubería, es uno de los retos al diseñar modelos del proceso de transporte. Al contar con un modelo para el cálculo del factor de fricción con estructura adecuada, se abre la puerta al desarrollo de técnicas de diagnóstico basados en el monitoreo de variables no operacionales, que permiten relacionar propiedades físicas (ε/D) de la tubería con las variables de flujo del proceso ($Q(t)$). El error de este modelo puede ser disminuido hasta el 4,85% si se disminuye el rango de Reynolds.
- 2) Detección de fugas utilizando carta de control EWMA: A pesar de que se han desarrollado numerosas técnicas estadísticas para la detección de incidentes, no se había implementado una carta de control EWMA utilizando como variable de entrada el factor de fricción. Con los resultados obtenidos, se pudo observar la exactitud y simplicidad para llevar a cabo la detección de fugas con sólo realizar monitoreo a un parámetro estimado. La técnica desarrollada tiene capacidad de detectar una fuga de hasta el 0.54% del flujo nominal de entrada.

- 3) Implementación de modelo de Liénard Linealizado para la localización de fugas: Al utilizar la estructura dada por Liénard Linealizado, se pudo calcular los flujos de cada segmento de tubería sin utilizar un modelo de alta complejidad. La exactitud del proceso permitió obtener bajo porcentaje de error en la localización de fugas (1,1905%). Según la revisión de la literatura, este es el primer trabajo en donde se implementa el método de Liénard Linealizado para el diagnóstico de fugas en procesos de transporte de gas natural.

Al haber obtenido resultados satisfactorios a partir de la arquitectura de supervisión desarrollada, se hace atractivo implementar esta técnica en sistemas de redes de distribución de gas. Teniendo como premisa, que la estrategia de detección se encuentra relacionada con las condiciones geométricas de la tubería.

Al ser una técnica diseñada para el transporte de gases bajo régimen de flujo incompresible, podría ser aplicada también al transporte de líquido y obtener resultados satisfactorios. Como trabajo futuro, se propone validar el funcionamiento de esta metodología en escenarios pertinentes de transporte de líquidos.

Por último, en el modelamiento del proceso se asumió que el proceso era totalmente adiabático y no se daban cambios apreciables de temperatura. En el transporte de otros fluidos, la temperatura puede jugar un papel crucial, por lo que se podría implementar un modelo incluyendo la ecuación la energía.

Referencias

- [1] BP, “67 th edition Contents is one of the most widely respected,” *Stat. Rev. World Energy*, pp. 1–56, 2018.
- [2] Markets&Markets, “Pipeline Transportation Market,” 2019.
- [3] U. Central Intelligence Agency, “South America :: Colombia — The World Factbook - Central Intelligence Agency.” [Online]. Available: <https://www.cia.gov/library/publications/resources/the-world-factbook/geos/co.html>. [Accessed: 01-May-2019].
- [4] T. B. R. Comparny, “Pipeline Transportation Global Market Report 2019,” 2019.
- [5] Global Industry Analysts, “Pipeline Transportation Market 2017-2025: Global Industry Analysis, Share, Size, Trends, Statistics, Demand & Growth Analysis,” 2018. [Online]. Available: <https://www.goldsteinresearch.com/report/global-pipeline-transportation-market>.
- [6] Promigas S.A.S, “Informe del Sector del Gas Natural 2018,” Colombia, 2018.
- [7] Subdirección Hidrocarburos . UPME, “DOCUMENTO ANÁLISIS DE ABASTECIMIENTO Y CONFIABILIDAD DEL SECTOR GAS NATURAL,” Colombia, 2018.
- [8] J. Hollier, “Spring Conference Season in Full Gear,” *Pipeline Gas J.*, vol. 246, no. 5, 2019.
- [9] C. Alday, “Valley Crossing Pipeline Goes in Service to Mexico,” *Pipeline Gas J.*, vol. 246, no. 4, 2019.
- [10] J. Hollier, “Consortiums Bid to Build \$1.6 Billion Gas Pipeline in Bulgaria,” *Pipeline Gas J.*, vol. 247, no. 5, 2019.
- [11] WORLD ENERGY TRADE, “Gasoducto TransAdriático se espera comience a funcionar en 2020 - World Energy Trade,” 2019. [Online]. Available: <https://www.worldenergytrade.com/index.php/m-news-oil-gas/87-news-distribucion/1725-gasoducto-transadriatico-se-espera-comience-a-functionar-en-2020>. [Accessed: 30-May-2019].

- [12] Euronews, “Perspectivas y contratiempos del gasoducto East Med | Euronews.” [Online]. Available: <https://es.euronews.com/2019/03/20/perspectivas-y-contratiempos-del-gasoducto-east-med>. [Accessed: 30-May-2019].
- [13] Y. Okamoto, M. Nakao, K. Tadano, K. Kawashima, and T. Kagawa, “A DISTRIBUTED OBSERVER BASED ON NUMERICAL SIMULATION FOR,” pp. 2–8, 2011.
- [14] J. Share, “Pipeline & Gas Journal’s 2017 Worldwide Pipeline Construction Report.pdf,” *Pipeline Gas J.*, vol. 244, no. 1, 2017.
- [15] M. Henrie, P. Carpenter, and R. E. Nicholas, *Pipeline Leak Detection Basics*. 2016.
- [16] C. Belvederesi, M. S. Thompson, and P. E. Komers, “Statistical analysis of environmental consequences of hazardous liquid pipeline accidents,” *Heliyon*, vol. 4, no. 11, p. e00901, 2018.
- [17] Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration, “Pipeline Incident 20 Year Trends | PHMSA,” 2019.
- [18] Tom Zelller Jr., “Natural Gas Leaks: A \$30 Billion Opportunity and Global Warming Menace,” 2015. [Online]. Available: <https://www.forbes.com/sites/tomzeller/2015/04/21/natural-gas-leaks-a-30-billion-opportunity-and-global-warming-menace/#1639c1b61632>. [Accessed: 30-May-2019].
- [19] ATMOS International, “Infographic: Pipeline Leak Detection Regulations in the USA - EN Blog,” 2018. [Online]. Available: <https://atmosi.com/en-us/blog/posts/infographic-pipeline-leak-detection-regulations-in-the-usa/>. [Accessed: 30-May-2019].
- [20] American Petroleum Institute, “Computational Pipeline Monitoring for Liquid Pipelines,” American Petroleum Institute, WASHINGTON, D.C, 2002.
- [21] American Petroleum Institute, “Pipeline Safety Management System Requirements,” 2015.
- [22] American Petroleum Institute, “Pipeline Leak Detection Program Management,” 2017.
- [23] American Petroleum Institute, “Evaluation methodology.,” vol. 12, no. 7. pp. 837–49, 1977.

- [24] L. A. Long and B. Harbor, "Code of Federation Regulations 49 CFR 195: Transportation of hazardous liquids by pipeline," 2011.
- [25] C. S. Association, "Oil and Gas Pipeline Systems," no. August, p. 2771, 2007.
- [26] Alberta Energy Regulator, "AER. Directive 056- Energy Development Applications and Schedules," no. October. Alberta, Canadá, 2018.
- [27] C. O. & N. G. P. (CAPP), "Pipeline Leak Detection Programs," 2018.
- [28] R. Ramadevi, J. Jaiganesh, and N. R. Krishnamoorthy, "Leak Detection Methods—A Technical Review," vol. 500, 2019.
- [29] L. Boaz, S. Kaijage, and R. Sinde, "An overview of pipeline leak detection and location systems.," pp. 133–137, 2014.
- [30] J. Fiedler, "An overview of pipeline leak detection technologies," no. July, 2014.
- [31] M. Turkowski and A. Bratek, "Methods and Systems of Leak Detection in Long Range Pipelines," *J. Autom. Mob. Robot. Intell. Syst.*, vol. 1, no. 3 September, pp. 39–46, 2007.
- [32] J. A. Jiménez Cabas, "Liquid Transport Pipeline Monitoring Architecture Based on State Estimators for Leak Detection and Location," Universidad del Norte, 2018.
- [33] P. Murvay and I. Silea, "Journal of Loss Prevention in the Process Industries A survey on gas leak detection and localization techniques," *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 25, no. 6, pp. 966–973, 2012.
- [34] A. F. Colombo, P. Lee, and B. W. Karney, "A selective literature review of transient-based leak detection methods," *J. Hydro-Environment Res.*, vol. 2, no. 4, pp. 212–227, 2009.
- [35] H. R. Vanaei, A. Eslami, and A. Egbewande, "A review on pipeline corrosion, in-line inspection (ILI), and corrosion growth rate models," *Int. J. Press. Vessel. Pip.*, vol. 149, no. October 2017, pp. 43–54, 2017.
- [36] V. Delarue and P. Wilson, "Leak Detection and Location for Gas Transmission Pipelines," *Int. Pipeline Conf.*, vol. 2, 1996.
- [37] E. Tapanes, "Fiber Optic Sensing Solutions for Real-Time Pipeline Integrity Monitoring," *Aust. Pipeline Ind. Assoc. Natl. Conv.*, no. March, pp. 27–30, 2001.
- [38] J. Xu *et al.*, "Leak Detection Methods Overview and Summary," *Int. Conf.*

Pipelines Trenchless Technol., pp. 1034–1050, 2013.

- [39] O. Begovich, “Isolation of Two Non-concurrent Leaks in Water Pipelines,” no. Cce, pp. 164–169, 2010.
- [40] J. Jimenez Cabas and J. D. Ruiz Ariza, “Modeling and simulation of a pipeline transportation process,” 2018.
- [41] Horacio Pinzon, “Diseño de una estrategia de detección de fallas que incorpore análisis de tendencia de componentes principales y estadísticos de prueba,” Universidad del Norte, 2015.
- [42] R. Isermant, “Process Fault Detection Based on Modeling and Estimation Methods A Survey $\approx 5 \sim$ OPERATION \sim P ROCESS,” vol. 4, no. 4, 1984.
- [43] H. Gutiérrez and R. de la Vara, *Control Estadístico de Calidad y Seis Sigma*, Segunda., vol. 2. Ciudad de México, México, 2009.
- [44] I. Portnoy, K. Melendez, H. Pinzon, and M. Sanjuan, “An improved weighted recursive PCA algorithm for adaptive fault detection,” *Control Eng. Pract.*, vol. 50, pp. 69–83, 2016.
- [45] B. Jiang and R. D. Braatz, “Fault detection of process correlation structure using canonical variate analysis-based correlation features,” *J. Process Control*, vol. 58, pp. 131–138, 2017.
- [46] R. Dolan, S. Learn, and others, “Fractional Factorial Analysis of Parameters Affecting Leak Detection Model Transient Resolution,” in *PSIG Annual Meeting*, 2017.
- [47] J. Jiménez-Cabas, E. Romero-Fandiño, L. Torres, M. Sanjuan, and F. R. López-Estrada, “Localization of Leaks in Water Distribution Networks using Flow Readings,” *IFAC-PapersOnLine*, vol. 51, no. 24, pp. 922–928, 2018.
- [48] T. Zhang, Y. Tan, X. Zhang, and J. Zhao, “A novel hybrid technique for leak detection and location in straight pipelines,” *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 35, pp. 157–168, 2015.
- [49] L. Sun and N. Chang, “Integrated-signal-based leak location method for liquid pipelines,” *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 32, pp. 311–318, 2014.
- [50] S. Li *et al.*, “Leak detection and location in gas pipelines by extraction of cross spectrum of single non-dispersive guided wave modes,” *J. Loss Prev. Process Ind.*,

vol. 44, pp. 255–262, 2016.

- [51] H. Pinzón, C. Audivet, I. Portnoy, M. Consuegra, J. Alexander, and M. Sanjuán, “An Extended Implementation of Fault Detection in Multi-State Systems Based on Warp Analysis: A Case Study on Natural Gas Transmission Systems in Tropical Regions,” in *Volume 14: Emerging Technologies; Materials: Genetics to Structures; Safety Engineering and Risk Analysis*, 2017, p. V014T14A013.
- [52] H. Pinzón, C. Audivet, M. Torres, J. Alexander, and M. Sanjuán, “A Comparative Assessment on Static and Dynamic PCA for Fault Detection in Natural Gas Transmission Systems,” in *ASME 2017 11th International Conference on Energy Sustainability*, 2017, p. V001T10A003.
- [53] M. V Lurie, *Modeling of oil product and gas pipeline transportation*. Wiley-Vch, 2008.
- [54] A. J. Osiadacz and M. Chaczykowski, “COMPARISON OF ISOTHERMAL AND AND NON-ISOTHERMAL TRANSIENT MODELS,” Warsaw, Poland, 1992.
- [55] R. Benedict, *Fundamentals of Ga Dynamics*. John Wiley, 1983.
- [56] M. A. Saad, *Compressible Fluid Flow*. New Jersey, USA: Prentice Hall, Inc, 1985.
- [57] M. H. Chaudhry, “Applied hydraulic transients,” 1979.
- [58] E. S. Menon, *Gas pipeline hydraulics*. Crc Press, 2005.
- [59] N. L. (Illinois I. of T. Carr, R. (The R. I. Kobayashi, and D. (Continental O. C. Burrows, “Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure,” *J. Pet. Technol.*, 1954.
- [60] F. White, “Chap. 8: Potential Flow and Computational Fluid Dynamics,” *Fluid Mech.*, pp. 529–559, 2010.
- [61] O. Jeje and L. Mattar, “Comparison of correlations for viscosity of sour natural gas,” *J. Can. Pet. Technol.*, vol. 45, no. 7, pp. 10–13, 2006.
- [62] W. Sutherland, “LII. The viscosity of gases and molecular force,” *London, Edinburgh, Dublin Philos. Mag. J. Sci.*, vol. 36, no. 223, pp. 507–531, 1893.
- [63] R. B. Bird, W. E. Stewart, and E. N. Lightfoot, “Fenómenos de transporte,” *Fenómenos Transp.*, p. 862, 1964.
- [64] T. A. Davidson, “A Simple and Accurate Method for Calculatlng Viscosity of Gaseous Mixtures,” 1993.

- [65] E. (University of I. Comings, B. (University of I. Maryland, and R. Egly, "The viscosity of gases at high pressures," *Univ. Illionois*, 2007.
- [66] F. E. Londono, R. A. Archer, T. A. Blasingame, and A. Texas, "Correlations for Hydrocarbon Gas Viscosity and Gas Density - Validation and Correlation of Behavior Using a Large-Scale Database SPE 75721 Simplified Correlations for Hydrocarbon Gas Viscosity and Gas Density — Validation and Correlation of Behavior Using," no. March, 2016.
- [67] J. A. Jossi, L. Stiel, and G. Thodos, "The Viscosity of Pure Substances in the," vol. 8, no. 1, pp. 59–63, 1944.
- [68] K. S. Pedersen, A. Fredenslund, and P. L. Christensen, "VISCOSITY OF CRUDE OILS," vol. 39, no. 6, pp. 1011–1016, 1984.
- [69] H. J. . Hanley, R. . McCarty, and W. M. Haynes, "Equations for the viscosity and thermal conductivity coefficients of methane," no. July, pp. 413–417, 1975.
- [70] J. K. Ali, "Evaluation of correlations for estimating the viscosities of hydrocarbon fluids," vol. 5, pp. 351–369, 1991.
- [71] Z. A. C. D. W. Ruth, Z. A. Chen, and D. W. Ruth, "ON VISCOSITY CORRELATIONS OF NATURAL GAS PETROLEUM SOCIETY OF CIM THIS IS A PREPRINT - SUBJECT TO CORRECTION ON VISCOSITY CORRELATIONS OF," no. Cim, 1993.
- [72] L. B. Bicher Jr and D. L. Katz, "Viscosities of the methane-propane system," *Ind. Eng. Chem.*, vol. 35, no. 7, pp. 754–761, 1943.
- [73] A. Jarrahan and E. Heidaryan, "A simple correlation to estimate natural gas viscosity," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 20, pp. 50–57, Sep. 2014.
- [74] A. A. Hassaballah, E. T. Hashim, and I. E. Maloka, "Effects of Temperature and Pressure on Natural Gas Viscosity Which Has Different API Gravities," vol. 6466, pp. 1631–1639, 2007.
- [75] E. Heidaryan, J. Moghadasi, and M. Rahimi, "New correlations to predict natural gas viscosity and compressibility factor," *J. Pet. Sci. Eng.*, vol. 73, no. 1–2, pp. 67–72, Aug. 2010.
- [76] J. C. de Almeida, J. A. Velásquez, and R. Barbieri, "A Methodology for Calculating the Natural Gas Compressibility Factor for a Distribution

- Network,” *Pet. Sci. Technol.*, vol. 32, no. 21, pp. 2616–2624, Nov. 2014.
- [77] Saeid Mokhatab, W. A. Poe, and J. Y. Mak, *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Principles and Practice*, vol. ثقفثق, no. ثقفثق ثق. Gulf Professional Publishing, 2012.
- [78] M. B. Standing and D. L. Katz, “Density of Natural Gases,” *Trans. AIME*, vol. 146, no. 01, pp. 140–149, Dec. 1942.
- [79] P. M. D. R. A. P. D. B. Robinson, “COMPUTER CALCULATION OF NATURAL GAS COMPRESSIBILITY FACTORS USING THE STANDING AND KATZ CORRELATION THIS IS A PREPRINT -,” no. 1, 1941.
- [80] E. Shashi Menon, “Fluid Flow in Pipes,” in *Transmission Pipeline Calculations and Simulations Manual*, Elsevier, 2015, pp. 149–234.
- [81] H. M. Sidrouhou, M. Korichi, and S. Dada, “Evaluation of Correlations of Compressibility Factor (z) of Natural Gas for Algerian Gas Reservoirs,” *Energy Procedia*, vol. 157, no. 2018, pp. 655–669, 2019.
- [82] A. Khosravi, L. Machado, and R. O. Nunes, “Estimation of density and compressibility factor of natural gas using artificial intelligence approach,” *J. Pet. Sci. Eng.*, vol. 168, pp. 201–216, Sep. 2018.
- [83] A. A. Saleh and E. T. Hashim, “Generalized formula for compressibility factor Z,” *Pet. Sci. Technol.*, vol. 27, no. 13, pp. 1503–1509, 2009.
- [84] M. Chaczykowski, “Chemical Engineering Research and Design Sensitivity of pipeline gas flow model to the selection of the equation of state,” vol. 7, no. May, pp. 1596–1603, 2009.
- [85] A. R. D. Thorley and C. H. Tiley, “Unsteady and transient flow of compressible fluids in pipelines-a review of theoretical and some experimental studies,” *Int. J. Heat Fluid Flow*, vol. 8, no. 1, pp. 3–15, 1987.
- [86] C. Yunus and C. John, “Mecánica de fluidos fundamentos y aplicaciones,” *Mc Grawhill, Mex.*, vol. 3, 2006.
- [87] C. F. Colebrook and C. M. White, “Experiments with fluid friction in roughened pipes,” *Proc. R. Soc. London. Ser. A - Math. Phys. Sci.*, vol. 161, no. 906, pp. 367–381, Aug. 1937.

- [88] A. Heydari, E. Narimani, and F. Pakniya, "Explicit Determinations of the Colebrook Equation for the Flow Friction Factor by Statistical Analysis," *Chem. Eng. Technol.*, vol. 38, no. 8, pp. 1387–1396, Aug. 2015.
- [89] L. Torres and I. D. L. S. Ruiz, "Estimación experimental de la rugosidad y del factor de fricción en una tubería," no. October, 2018.
- [90] L. Zeghadnia, J. L. Robert, and B. Achour, "Explicit solutions for turbulent flow friction factor: A review, assessment and approaches classification," *Ain Shams Eng. J.*, vol. 10, no. 1, pp. 243–252, Mar. 2019.
- [91] D. Wood, "An explicit friction factor relationship," *ASCE Civil Eng.* pp. 60–61, 1966.
- [92] D. Clamond, "Efficient resolution of the colebrook equation," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 48, no. 7, pp. 3665–3671, 2009.
- [93] J. Jiménez, L. Torres, C. Verde, and M. Sanjuán, "Friction estimation of pipelines with extractions by using state observers," *IFAC-PapersOnLine*, vol. 50, no. 1, pp. 5361–5366, 2017.
- [94] L. Torres, G. Besancon, and C. Verde, "Lienard type model of fluid flow in pipelines: Application to estimation," in *International Conference on Electrical Engineering, Computing Science and Automatic Control*, 2015, no. December.
- [95] A. Liénard, "Etude des oscillations entretenues," *Rev. générale l'Electricité*, vol. 23, no. 21, pp. 901–912, 1928.
- [96] L. Torres, J. A. D. Aguiñaga, G. Besançon, C. Verde, and O. Begovich, "Modèles équivalents de type Liénard pour une ligne de transmission de fluides," *Comptes Rendus - Mec.*, vol. 344, no. 8, pp. 582–595, 2016.
- [97] L. Torres, O. Begovich, and A. Navarro, "About Friction Modeling For Observer-Based Leak Estimation In Pipelines," pp. 4413–4418, 2011.
- [98] J. Cardenas-Cabrera *et al.*, "Model Predictive Control Strategies Performance Evaluation over a Pipeline Transportation System," *J. Control Sci. Eng.*, vol. 2019, 2019.
- [99] Z. S. Kapelan, D. A. Savic, and G. A. Walters, "Un modèle instationnaire inverse hybride pour la détection de fuite et l'étalonnage de la rugosité dans des réseaux de tuyaux," *J. Hydraul. Res.*, vol. 41, no. 5, pp. 481–492, 2003.

- [100] J. P. Vítkovský, M. F. Lambert, A. R. Simpson, and J. A. Liggett, "Experimental Observation and Analysis of Inverse Transients for Pipeline Leak Detection," *J. Water Resour. Plan. Manag.*, vol. 133, no. 6, pp. 519–530, 2007.
- [101] R. P. Leger, W. J. Garland, and W. F. S. Poehlman, "Fault detection and diagnosis using statistical control charts and artificial neural networks," *Artif. Intell. Eng.*, vol. 12, no. 1–2, pp. 35–47, 1998.
- [102] D. C. Montgomery, *Introduction to Statistical Quality Control*, United Sta. 2013.
- [103] W. A. Shewhart, "Quality Control Charts," *Bell Syst. Tech. J.*, vol. 5, no. 4, pp. 593–603, 1926.
- [104] D. M. Hawkins and Q. Wu, "The CUSUM and the EWMA head-to-head," *Qual. Eng.*, vol. 26, no. 2, pp. 215–222, 2014.
- [105] V. D. C. C. De Vargas, L. F. D. Lopes, and A. M. Souza, "Comparative study of the performance of the CuSum and EWMA control charts," *Comput. Ind. Eng.*, vol. 46, no. 4 SPEC. ISS., pp. 707–724, 2004.
- [106] M. Kano, S. Tanaka, S. Hasebe, I. Hashimoto, and H. Ohno, "Monitoring independent components for fault detection," *AIChE J.*, vol. 49, no. 4, pp. 969–976, 2003.
- [107] J. Cui and X. Ye, "The application and research about P control chart in leak detection process," *2011 2nd Int. Conf. Mech. Autom. Control Eng. MACE 2011 - Proc.*, pp. 5346–5349, 2011.
- [108] K. Paynabar, J. J. Jin, and G. M. R, "Robust Leak Tests for Transmission Systems Using Nonlinear Mixed-Effect Models," vol. 44, no. 3, pp. 265–278, 2011.
- [109] Y. Wu, "Comparison of EWMA, CUSUM and Shirayev-Roberts Procedures for detecting a shift in the mean," *Ann. Stat.*, vol. 11, no. 2, pp. 416–431, 1983.
- [110] Farmer, "System for monitoring pipelines," 17-Feb-1987.
- [111] L. Billmann and R. Isermann, "Leak detection methods for pipelines," *Automatica*, vol. 23, no. 3, pp. 381–385, 1987.
- [112] A. Mishra, A. Soni, and N. Delhi, "Leakage Detection using Fibre Optics Distributed Temperature Sensing," pp. 1–12, 2011.
- [113] A. A. A. Lah, R. A. Dziyauddin, and N. Md Yusoff, "Localization Techniques

- for Water Pipeline Leakages: A Review,” *2018 2nd Int. Conf. Telemat. Futur. Gener. Networks, TAFGEN 2018*, vol. 7, pp. 49–54, 2019.
- [114] P. Ostapkowicz, “Leak detection in liquid transmission pipelines using simplified pressure analysis techniques employing a minimum of standard and non-standard measuring devices,” *Eng. Struct.*, vol. 113, pp. 194–205, 2016.
- [115] J. A. Liggett and L.-C. Chen, “Inverse Transient Analysis in Pipe Networks,” *J. Hydraul. Eng.*, vol. 122, no. 5, p. 288, 1994.
- [116] J. P. Vitkovsky, A. R. Simpson, and M. F. Lambert, “Leak Detection And Calibration Using Transients And Genetic Algorithms,” *J. WATER Resour. Plan. Manag.*, vol. 126, no. August, pp. 262–265, 2000.
- [117] J. G. Saldarriaga, D. A. A. Fuentes, and L. F. C. Galvis, “Implementation of the Hydraulic Transient and Steady Oscillatory Flow with Genetic Algorithms for Leakage Detection in Real Water Distribution Networks,” pp. 1–14, 2008.
- [118] M. Stephens, M. Lambert, A. Simpson, J. Vitkovský, and J. Nixon, “Field Tests for Leakage, Air Pocket, and Discrete Blockage Detection Using Inverse Transient Analysis in Water Distribution Pipes,” pp. 1–10, 2004.
- [119] R. Puust, Z. Kapelan, D. A. Savic, and T. Koppel, *A review of methods for leakage management in pipe networks*, vol. 7, no. 1. 2010.
- [120] R. Pérez, V. Puig, J. Pascual, E. Landeros, and A. Peralta, “Methodology for leakage isolation using pressure sensitivity and correlation analysis in water distribution systems,” *Procedia Eng.*, vol. 89, pp. 1561–1568, 2014.
- [121] L. Ferrandez-Gamot *et al.*, “Leak localization in water distribution networks using pressure residuals and classifiers,” *IFAC-PapersOnLine*, vol. 28, no. 21, pp. 220–225, 2015.
- [122] J. Jiménez, L. Torres, I. Rubio, and M. Sanjuan, “Auxiliary signal design and liénard-type models for identifying pipeline parameters,” in *Modeling and Monitoring of Pipelines and Networks*, Springer, 2017, pp. 99–124.
- [123] J. Jiménez-Cabas, L. Torres, F. R. López-Estrada, and M. Sanjuan, “Leak diagnosis in pipelines by only using flow measurements,” in *2017 IEEE 3rd Colombian Conference on Automatic Control (CCAC)*, 2017, pp. 1–6.
- [124] O. E. Turgut, M. Asker, and M. T. Çoban, “A review of non iterative friction

factor correlations for the calculation of pressure drop in pipes,” *Bitlis Eren Univ. J. Sci. Technol.*, vol. 4, no. 1, Jun. 2014.

- [125] E. A. Padilla and O. Begovich, “Real-Time Leak Isolation based on a Fault Model Approach Algorithm in a Water Pipeline Prototype*,” *IFAC Proc. Vol.*, vol. 45, no. 20, pp. 916–921, Jan. 2012.

J

Anexo I: Modelos para el Cálculo del Factor de Fricción

A continuación, se exponen los principales modelos de factor de fricción encontrados en la literatura. [87], [90], [91], [124], [125].

Autor	Ec.	Rango de Re	Rango de ϵ/D
Colebrook – White (1937)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\epsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right)$		
Moody (1947)	$f = 5.5 \times 10^{-3} \left[1 + \left(2 \times 10^4 \left(\frac{\epsilon}{D} \right) + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/3} \right]$	$4000 \leq Re \leq 10^8$	$0 \leq \frac{\epsilon}{D} \leq 10^{-2}$
Altshul (1952)	$f = 0.11 \left(\frac{68}{Re} + \left(\frac{\epsilon}{D} \right) \right)^{0.25}$	$4000 \leq Re \leq 10^7$	$0 \leq \frac{\epsilon}{D} \leq 10^{-2}$

Wood (1966)	$f = a + bRe^{-c}$ $a = 0.53 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 0.094 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.225}$ $b = 88 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.44}$ $c = 1.62 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.134}$	$Re > 4000$	$10^{-5} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0
Churchill (1973)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.71} + \left(\frac{7}{Re} \right)^{0.9} \right)$		
Eck (1973)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.71} + \frac{15}{Re} \right)$	-	-
Jain (1976)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.715} + \left(\frac{6.943}{Re} \right)^{0.9} \right)$	$5000 \leq Re$ $\leq 10^7$	$4 \times 10^{-5} \leq \frac{\varepsilon}{D}$ $\leq 10^{-2}$
Swamee – Jain (1976)	$f = \frac{0.25}{A^2}$	$5000 < Re$ $< 10^7$	$4 \times 10^{-5} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05

	$A = \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \left(\frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) \right)$		
Churchill (1977)	$f = \left[\left(\frac{64}{Re} \right)^{12} + (A + B)^{-\frac{3}{2}} \right]^{\frac{1}{12}}$ $A = \left[0.8687 \ln \frac{1}{\frac{0.883(\ln Re)^{1.282}}{Re^{1.007}} + 0.27 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + \frac{110 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)}{Re}} \right]^{16}$ $B = \left(\frac{12369}{Re} \right)^{16}$	-	-
Chen (1979)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7065} - \left(\frac{5.0452A}{Re} \right) \right)$ $A = \log_{10} \left(\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{1.1098}}{2.8257} + \left(\frac{5.8506}{Re^{0.8981}} \right) \right)$	$4000 \leq Re \leq 10^7$	$10^{-7} < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$

Round 1980	$f = \left[-1.8 \log \left(0.135 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + \frac{6.5}{Re} \right) \right]^{-2}$	$4000 \leq Re \leq 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Shacham 1080	$f = \left[-2 \log_{10} \left(\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D} \right)}{3.7} - \frac{5.02}{Re} \log \left(\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D} \right)}{3.7} + \frac{14.5}{Re} \right) \right) \right]^{-2}$	$4000 \leq Re \leq 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Barr 1981	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \left(\frac{5.158 \log \left(\frac{Re}{7} \right)}{Re \left(1 + \frac{Re^{0.52}}{29} \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.7} \right)} \right) \right)$	$2300 \leq Re \leq 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Zigrang – Sylvester 1982	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} \right) - \frac{5.02B}{Re} \right]$ $A = \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \frac{13}{Re} \right)$ $B = \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} - \frac{5.02A}{Re} \right)$	$4000 \leq Re \leq 10^8$	$0.02 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$

Haaland (1983)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1.8 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} \right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re} \right]$	$4000 \leq Re \leq 10^8$	$0.02 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.06$
Serghides (1984)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = A - \frac{(B - A)^2}{C - 2B + A}$ $A = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} \right) + \frac{12}{Re} \right]$ $B = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} \right) + \frac{2.51A}{Re} \right]$ $C = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} \right) + \frac{2.51B}{Re} \right]$	$2300 \leq Re \leq 10^8$	$0.02 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.06$

Tsal (1989)	$f = \begin{cases} C & Si (C \geq 0.018) \\ 0.0028 + 0.85C & Si (C < 0.018) \end{cases}$ $C = 0.11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{\varepsilon}{D} \right)^{0.25}$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Manadilli (1997)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \frac{95}{Re^{0.983}} - \frac{96.82}{Re} \right]^{-2}$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Monzon- Romeo-Royo (2002)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7065} \right) - \frac{5.0272B}{Re} \right]$ $A = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{7.7918} \right)^{0.9924} + \left(\frac{5.3326}{208.815 + Re} \right)^{0.9345} \right]$ $B = \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.827} - \frac{4.567A}{Re} \right)$	$3000 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05

Achour (2002)	$f = \left[-2 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.7} + \frac{4.5}{Re} \log \frac{Re}{6.97} \right) \right]^{-2}$	$Re > 4000$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Sletfjerding – Gudmundsson (2003)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -3.78 \log_{10} \left(\frac{0.755}{Re \sqrt{f}} + \left(\frac{\varepsilon}{0.683} \right)^{1.03} \right)$	$2300 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Goundar- Sonnad (2006)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = 0.8686 \ln \left(\frac{0.4587 Re}{(C - 0.31)^{\frac{C}{C+1}}} \right)$ $C = 0.124 Re \frac{\varepsilon}{D} + \ln(0.4587 Re)$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$10^{-6} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Ajinka (2006)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1.7372 \left[\ln \left(\frac{\varepsilon}{3.7} + \frac{1.257}{Re \sqrt{f}} \right) \right]$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$10^{-6} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Buzzelli (2008)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = A - \left[\frac{A + 2 \log \left(\frac{B}{Re} \right)}{1 + \left(\frac{2.18}{B} \right)} \right]$ $A = \frac{(0.744 \ln(Re) - 1.41)}{\left(1 + 1.32 \sqrt{\frac{\varepsilon}{D}} \right)}$	$2300 < Re$ $< 10^8$	$10^{-2} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05

	$B = \frac{\varepsilon}{3.7} Re + 2.51A$		
Goundar – Sonnad (2008)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{2}{\ln(10)} \left[\ln \left(\frac{\ln(10)}{5.02} \frac{Re}{s^{s+1}} \right) + \delta_{CFA} \right]$ $s = \frac{\varepsilon}{3.7} \frac{\ln(10)}{5.02} Re + \ln \left(\frac{\ln(10)}{5.02} Re \right)$ $g = \frac{\varepsilon}{3.7} \frac{\ln(10)}{5.02} Re + \ln \left(\frac{\left(\frac{\ln(10)}{5.02} Re \right)}{s^{s+1}} \right)$ $z = \frac{s}{s^{s+1} g}$ $\delta_{LA} = \frac{g}{g+1} z$ $\delta_{CFA} = \delta_{LA} \left(1 + \frac{\frac{z}{2}}{(g+1)^2 + \left(\frac{z}{3} \right) (2g-1)} \right)$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$10^{-2} < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05

Avci- Karagoz (2009)	$f = \frac{6.4}{\left[\ln(Re) - \ln \left(1 + 0.01Re \frac{\varepsilon}{D} \left(1 + 10 \sqrt{\frac{\varepsilon}{D}} \right) \right) \right]^{2.4}}$	$2300 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Papaevangelou (2010)	$f = \frac{0.2479 - 0.0000947(7 - \log(Re))^4}{\left(\log \left(\frac{\varepsilon}{3.615D} + \frac{7.366}{Re^{0.9142}} \right) \right)^2}$	$4000 < Re < 10^8$	$10^{-2} < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Brkic (2011)	$f = \left[-2 \log \left(10^{-0.4343S} + \frac{\varepsilon}{3.71D} \right) \right]^{-2}$ $f = \left[-2 \log \left(\left(\frac{2.18S}{Re} \right) + \frac{\varepsilon}{3.71D} \right) \right]^{-2}$ $S = \ln \frac{Re}{1.816 \ln \left(\frac{1.1Re}{\ln(1 + 1.1Re)} \right)}$	$2300 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$

Fang (2011)	$f = 1.613 \left[\ln \left(0.234 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{1.1007} - \frac{60.525}{Re^{1.1105}} + \frac{56.291}{Re^{1.0712}} \right) \right]^{-2}$	$3000 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Ghanbari-Fashad-Rieke (2011)	$f = \left[-1.52 \log \left(\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{7.21} \right)^{1.042} + \left(\frac{2.731}{Re} \right)^{0.9152} \right) \right]^{-2.169}$	$2100 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Saeed Samadianfard (2012)	$f = \left(\frac{Re^{\frac{\varepsilon}{D}} - 0.6315093}{Re^{1/3} + Re^{\frac{\varepsilon}{D}}} \right) + 0.0275308 \left(\frac{6.929841}{Re} + \frac{\varepsilon}{D} \right)^{1/9} + \left(\frac{10^{\frac{\varepsilon}{D}}}{\frac{\varepsilon}{D} + 4.781616} \right) \left(\sqrt{\frac{\varepsilon}{D}} + \frac{9.997001}{Re} \right)$	$4000 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$
Achour (2012)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \frac{10.04}{\bar{R}} \right)$ $\bar{R} = 2Re \left[-\log_{10} \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7} + \frac{5.5}{Re^{0.9}} \right) \right]^{-1}$	$2300 < Re < 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D} < 0.05$

Cojbasic Zarco – Krkic (2013)	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7106D} \right) - \frac{5}{Re} \log \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.8597} \right) \right.$ $\left. - \frac{4.795}{Re} \log \left(\left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{7.646} \right)^{0.9685} \right. \right.$ $\left. \left. + \left(\frac{4.9755}{206.2795 + Re} \right)^{0.8795} \right) \right)$	$2300 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.05
Ali R- Vatankhah (2014)	$f = \left(\frac{\frac{2.51}{Re} + 1.1513\delta}{\delta - \frac{(\frac{\varepsilon}{D})}{3.71} - 2.3026\delta \log(\delta)} \right)^2$ $\delta = \frac{6.0173}{Re \left(0.07 \frac{\varepsilon}{D} + Re^{-0.885} \right)} + \frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.71}$	$4000 < Re$ $< 10^8$	$0 < \frac{\varepsilon}{D}$ < 0.06